

VŠB-Technická univerzita Ostrava

Fakulta strojní

Výzkumné energetické centrum

Zplyňování paliva získaného z odpadu v autotermním generátoru

Disertační práce

Studijní program:	P2346 Strojní inženýrství
Studijní obor:	2302V006 Energetické stroje a zařízení
Školitel:	doc. Dr. Ing. Tadeáš Ochodek
Doktorand:	Ing. Jan Janša

Ostrava 2019

Anotace disertační práce:

JANŠA, Jan. *Zplyňování paliva získaného z odpadu v autotermním generátoru*,
Výzkumné energetické centrum, Fakulta strojní, VŠB-TU Ostrava, 141
stran, 39 obrázků, 13 tabulek, 33 grafů, 6 příloh. Školitel:
doc. Dr. Ing. Tadeáš Ochodek

Disertační práce se zabývá problematikou zplyňování paliva získaného z odpadu v autotermním generátoru.

V úvodu práce popisuje možné cesty energetického využití komunálního odpadu, zplyňovací technologie pro termochemickou konverzi pevných odpadů a přehled současného výzkumu v oblasti zplyňování paliva získaného z odpadu ve světě.

V hlavní části se práce zabývá uvedením experimentálního zařízení do provozu a prováděním experimentů za účelem dosažení nejvyšší účinnosti zplyňování tuhého alternativního paliva (TAP) v patentovaném experimentálním zařízení, ve kterém byla dosud zplyňována pouze biomasa.

Závěrečná část prezentuje výsledky a poznatky výzkumu v oblasti zplyňování tuhého alternativního paliva, které byly získány při provádění experimentů. Hlavními hledisky jsou vlastnosti, kvalita a kvantita produkovaného plynu při různých teplotách zplyňování.

Annotation of Dissertation Thesis:

JANŠA, Jan. *Gasification of refuse derived fuel in autothermal generator*, Energy Research Center, Faculty of Mechanical Engineering, VŠB-TU Ostrava, 141 pages, 39 figures, 13 tables, 33 graphs, 6 supplements. Tutor: doc. Dr. Ing. Tadeáš Ochodek

The dissertation deals with the problem of gasification of the fuel from waste in the autothermal generator.

In the introduction the dissertation describes possible ways of energy use of municipal waste, gasification technologies for thermochemical conversion of solid waste as well as an overview of current research in the field of gasification of fuel derived from waste in the world.

In the main part the thesis deals with putting experimental plant into operation and performing experiments in order to achieve the highest efficiency of refuse derived fuel (RDF) gasification in a patented experimental gasifier in which only biomass has been gasified.

The last part presents the results and findings of the research on refuse derived fuel gasification that were obtained during the experiments. The main aspects are the properties, quality and quantity of the gas produced at different gasification temperatures.

Obsah

1. Seznam použitého značení, symbolů a zkratk	6
2. Úvod	8
3. Přehled současného stavu problematiky	10
3.1 Způsoby energetického využití tuhého komunálního odpadu	10
3.2 Proces zplyňování	13
3.2.1 Popis procesu zplyňování	13
3.2.2 Reakce procesu zplyňování	16
3.2.3 Rovnovážná konstanta chemické reakce	18
3.2.4 Kinetika procesu zplyňování	21
3.2.5 Důležité provozní parametry zplyňovacího procesu	22
3.2.6 Důležité výkonové parametry zplyňovacího procesu.....	24
3.3 Zplyňovací technologie pro termochemickou konverzi pevných odpadů	26
3.3.1 Zplyňovací generátory s pevným ložem.....	26
3.3.2 Zplyňovací generátory s fluidním ložem	29
3.3.3 Zplyňovací generátory s pohyblivým roštem	30
3.3.4 Plazmové zplyňování.....	31
3.4 Možné koncepce zařízení pro EVO založené na zplyňování odpadu.....	32
3.4.1 Hlavní dodavatelé a jejich technologie pro zplyňování odpadů.....	34
3.5 Realizované zplyňovací jednotky pro EVO.....	41
3.6 Současný výzkum v oblasti zplyňování paliva získaného z odpadu ve světě.....	43
3.7 Shrnutí Přehledu současného stavu problematiky	48
4. Cíle disertační práce	49
5. Popis experimentálního zařízení	50
6. Zprovoznění experimentálního zařízení.....	53

6.1	Předpoklady zplyňování TAP na experimentálním zařízení pro zplyňování biomasy	53
6.1.1	Vlastnosti použitého paliva a jeho příprava	53
6.1.2	Ověření podávací schopnosti šnekových dopravníků paliva.....	55
6.1.3	Postup přípravy zařízení před uvedením do provozu	60
6.1.4	Postup uvedení zařízení do provozu.....	61
6.2	Uvedení experimentální jednotky do provozu.....	62
6.2.1	Poznatky z uvedení do provozu.....	63
6.3	Shrnutí poznatků ze zprovoznění experimentálního zařízení	64
7.	Experimentální měření	65
7.1	Popis experimentu.....	65
7.2	Určení složení vyrobeného plynu	66
7.2.1	Zplyňovací teplota 750 °C.....	69
7.2.2	Zplyňovací teplota 800 °C.....	71
7.2.3	Zplyňovací teplota 850 °C.....	73
7.2.4	Zplyňovací teplota 950 °C.....	75
7.3	Určení koncentrace TZL ve vyrobeném plynu	77
7.4	Určení koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu.....	81
7.5	Stanovení nedopalu v popelu	85
7.6	Shrnutí výsledků experimentu	86
8.	Výpočet účinnosti a energetické bilance procesu zplyňování.....	92
8.1	Celková účinnost konverze uhlíku.....	92
8.2	Účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů.....	94
8.3	Účinnost výroby horkého plynu	96
8.4	Účinnost výroby studeného plynu	98
8.5	Energetická bilance.....	100

8.6	Shrnutí výpočtů účinnosti a energetické bilance	104
9.	Stanovení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování TAP	106
10.	Srovnání výsledků s uveřejněnými daty ze zplyňování.....	112
11.	Závěr.....	115
11.1	Přínos pro vědní obor.....	119
11.2	Přínos pro praxi.....	119
11.3	Doporučení na další výzkum	119
12.	Conclusions	120
12.1	Contribution for scientific discipline	124
12.2	Contribution for practice.....	124
12.3	Recommendation for further research	124
13.	Použitá Literatura	125
14.	Vlastní publikace k tématu disertační práce	134
15.	Seznam příloh.....	136
16.	Seznam obrázků, grafů a tabulek.....	137

1. SEZNAM POUŽITÉHO ZNAČENÍ, SYMBOLŮ A ZKRATEK

ZNAČKA	VÝZNAM	JEDNOTKA
BRKO	Biologicky rozložitelné komunální odpady	
CZT	Centrální zásobování teplem	
EVO	Energetické využití odpadu	
KO	Komunální odpady	
MSW	Municipal solid waste	
MŽP	Ministerstvo životního prostředí	
POH	Plán odpadového hospodářství	
RDF	Refuse derived fuel	
SCADA	Zkratka pro SW zajišťující "Supervisory Control And Data Acquisition", tedy "dispečerské řízení a sběr dat"	
SKO	Směsné komunální odpady	
SRF	Solid recovered fuel	
TAP	Tuhé alternativní palivo – český ekvivalent zahraničního označení refuse derived fuel (RDF), solid recovered fuel (SRF), nebo waste derived fuel (WDF).	
TKO	Tuhý komunální odpad	
VEC	Výzkumné energetické centrum VŠB-TUO	
WDF	Waste derived fuel	
TZL	Tuhé znečišťující látky	
RVO	Rotační vakuová odparka	
OTZL	Odběr tuhých znečišťujících látek	
OD	Odběr dehtů	
C _n H _m	Vyšší uhlovodíky (též C _x H _y)	
A ^d	Obsah popeloviny v palivu – bezvodý stav	%

A^r	Obsah popeloviny v palivu – původní stav	%
C^r	Obsah uhlíku v palivu – původní stav	%
C_t^d	Obsah uhlíku v palivu – bezvodý stav	%
Cl	Obsah chlóru v palivu	%
FI1A	Průtok nasávaného vzduchu	m ³ /h
FI2	Průtok vyrobeného plynu	m ³ /h
H^r	Obsah vodíku v palivu – původní stav	%
H_t^d	Obsah vodíku v palivu – bezvodý stav	%
S_t^d	Obsah síry v palivu – bezvodý stav	%
S^r	Obsah síry v palivu – původní stav	%
N^r	Obsah dusíku v palivu – původní stav	%
O^r	Obsah kyslíku v palivu – původní stav	%
Q_i^r	Výhřevnost – původní stav	MJ/kg
Q_s^r	Spalné teplo – původní stav	MJ/kg
TI12	Teplota ve spodní části dopalovací komory	°C
TI4	Teplota v redukční zóně	°C
W^r	Vlhkost v palivu – původní stav	%
η_c	Celková účinnost konverze uhlíku	%
η_{CE}	Účinnost výroby studeného plynu	%
η_{C-H}	Účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů	%
η_{HE}	Účinnost výroby horkého plynu	%

2. ÚVOD

Disertační práce se zabývá možností zplyňování odpadu, resp. tuhého alternativního paliva, vyrobeného z komunálního odpadu v experimentální zplyňovací jednotce s pevným ložem se spodním podáváním paliva.

Na území České republiky vzniklo velké množství zařízení na mechanicko-biologickou úpravu odpadů, mechanickou úpravu odpadů, třídících linek odpadů a dotřídňovacích linek tuhého komunálního odpadu. Stalo se tak díky snaze neplýtvat surovinami z odpadů a také na základě směrnice Evropské rady 1999/31/EC O skládkách odpadů, která ukládá České republice snížit do roku 2020 množství skládkovaného biologicky rozložitelného tuhého komunálního odpadu na 35 % celkové hmotnosti, která byla skládkována v roce 1995.

Produkty těchto výše uvedených zařízení jsou BRKO nebo suroviny, které lze použít k recyklaci. Část odpadu, se kterým se nakládá v těchto zařízeních, však nelze již dále materiálově (surovinově) využít proto, že nespĺňuje parametry nutné pro recyklační technologii nebo je jejich třídění neekonomické. Pokud má tato část „zbytkového“ odpadu dostatečný energetický obsah, je pak tento odpad často upraven a označen jako „Tuhé alternativní palivo z komunálního odpadu“.

V zahraničí se taková paliva označují nejčastěji jako „refuse derived fuel“, „solid recovered fuel“ nebo „waste derived fuel“. V České republice se tato paliva získaná z odpadu označují jako „Tuhá alternativní paliva“ (dále také jako TAP nebo RDF) a nejčastěji se odvázejí ke spalování do zařízení na energetické využití odpadu nebo do cementáren. Ani jeden z těchto způsobů není vhodný, protože spalovny jsou navrženy pro jiná paliva a cementárny by bylo lepší využít pro problematičtější typy odpadů.

V zahraničí se pro spalování RDF (TAP) staví speciální monozdroje. Ve světě jsou provozovány i některé zplyňovací elektrárny velkých výkonů nejčastěji založené na principu fluidního zplyňování. Nejhorší je však varianta, kdy je tuhé alternativní palivo bez užitku ukládáno na skládku, jelikož je jeho doprava a spálení ve vzdálené spalovně nákladnější než uložení na skládce.

Chybí tak zařízení malého a středního výkonu (do 500 kWt) pro tento typ paliva, která by umožnila využití TAP přímo v místě vzniku, aby se palivo nemuselo převážet do velkých vzdáleností. Vyrobený plyn by pak mohl být přímo v místě využit pro kombinovanou výrobu elektřiny a tepla, které by mohly být využity přímo v místě na dotřídňovacích linkách apod.

Pro tyto malé výkony zplyňovacích jednotek je vhodné použít konstrukčně jednodušší zplyňovací generátor s pevným ložem. Publikované výsledky výzkumu z posledních cca deseti let v oblasti zplyňování TAP se však nejčastěji týkají zplyňování v generátoru s fluidním ložem. V případě zplyňování v generátoru s pevným ložem jsou publikována data z laboratorních zařízení. Chybí tak výsledky ze zplyňování TAP ve větších zařízeních poloprovozního charakteru (zkušenosti s jejich provozem jsou jen stěží k nalezení v novější literatuře).

Takovým zařízením poloprovozního charakteru je patentovaná instalace experimentálního zplyňovacího zařízení (zplyňovací jednotky) ve Výzkumném energetickém centru při VŠB-TU Ostrava, jejímž základem je generátor speciální konstrukce vyvinutý na VŠB-TU Ostrava pro zplyňování biomasy. Cílem disertační práce je zprovoznění a nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování tuhého alternativního paliva (TAP) v tomto zařízení, ve kterém byla dosud zplyňována pouze biomasa. Získané informace bude zajímavé srovnat se zplyňováním TAP (RDF) podobného složení v jiných typech zplyňovacích generátorů, případně s údaji získanými při zplyňování biomasy na tomto generátoru.

Informace v disertační práci budou sloužit společně s zabývajícím se vývojem zplyňovacích technologií, případně společně s hospodařícím s odpady, které by chtěly vyvíjet zařízení pro zplyňování TAP malých výkonů.

Již v mém předchozím studiu na Katedře energetiky Fakulty strojní jsem se věnoval problematice odpadů, a to jak ve své diplomové, tak i bakalářské práci. V bakalářské práci jsem se zaměřil na mechanicko-biologickou úpravu odpadů, kde je jako jeden z výstupních produktů právě TAP (RDF). Svým výzkumem chci přispět k dalšímu rozvoji energetického využívání odpadů, avšak tato práce si neklade za cíl rozebírat problematiku legislativního statusu odpadu TAP a řešení splnění emisních limitů při spalování generátorového plynu vyrobeného z TAP.

3. PŘEHLED SOUČASNÉHO STAVU PROBLEMATIKY

3.1 ZPŮSOBY ENERGETICKÉHO VYUŽITÍ TUHÉHO KOMUNÁLNÍHO ODPADU

Termochemické procesy nakládání s odpady se vyznačují vyššími teplotami a lepšími konverzními poměry než většina ostatních biochemických a fyzikálně-chemických procesů. Umožňují tak účinné nakládání s různými typy pevných odpadů, zejména s netříděným (nebo netříditelným) zbytkovým odpadem (tj. odpadem zbylým po vytřídění odpadu), který nemůže být vhodně recyklován z environmentálního a ekonomického úhlu pohledu.

To, že termochemické procesy nakládání s odpady jsou podstatnou složkou udržitelného systému nakládání s tuhými komunálními odpady (TKO), potvrzuje nejen několik analýz a studií [2, 3, 4], ale především to, že jsou úspěšně využívány po celém světě.

Hlavními výhodami termochemického zpracování odpadu jsou:

- Využívání obnovitelné energie obsažené v odpadu, zejména pokud je zařízení pro EVO navrženo a provozováno pro kombinovanou výrobu tepla a elektřiny [5, 6].
- Využití recyklovatelných materiálů ze zbytků po zpracování, jako jsou například železné a neželezné kovy z popela a struska [7, 8].
- Významná redukce znehodnocené půdy, jelikož vyžaduje podstatně méně plochy, než je potřeba pro ukládání stejného množství TKO na skládku. Při termochemickém zpracování dochází k redukci hmotnosti (cca 70–80 %) a objemu (asi 80–90 %) odpadu [9]. Podle odhadů [10] zařízení pro EVO, zpracovávající 1 Mt/rok po dobu přibližně 30 let, vyžaduje méně než 100 000 m² pozemků pro ukládání zbytků ve srovnání s plochou asi 3 000 000 m², která by byla nezbytná pro skládkování 30 Mt TKO.
- Snížení emisí skleníkových plynů z anaerobního rozkladu organických odpadů, který probíhá na skládkách, především CH₄ a CO₂. Nezávislé studie odhadují, že je okolo jedné tuny ekvivalentu CO₂ uspořeno (ušetřeno) s každou tunou spáleného odpadu oproti uložení odpadu na skládky [4].
- Koncentrace a imobilizace anorganických nečistot takovým způsobem, že mohou být bezpečněji použity nebo zlikvidovány [11,12].
- Likvidace organických znečišťujících látek, jako jsou například halogenované uhlovodíky [13, 14].

Zařízení pro termochemické nakládání s odpady může ve skutečnosti převést energetickou hodnotu TKO do různých forem energie, jako jsou elektřina a technologické teplo, využitelné v průmyslových zařízeních nebo dálkovém vytápění (CZT). Tato zařízení využívají jeden nebo více ze tří hlavních termochemických procesů konverze, a to:

- **Spalování:** Cílem procesu spalování je co nejvyšší konverze odpadu na plyny o vysoké teplotě. Při spalování probíhají reakce paliva s okysličovadlem (nadstechiometrický poměr), kterým je v drtivé většině případů vzduch. Teplota spalování se pohybuje mezi 850 a 1200 °C. Při spalování vznikají spaliny obsahující mimo jiné CO₂, H₂O a dále škodlivé látky, jako jsou SO₂, NO_x, HCl, PCDD/F a prachové částice. Systém čištění spalin musí vždy bezpečně zajistit splnění emisních limitů. Se zbytky z čištění spalin se zachází jako s průmyslovým odpadem. Popel může být zpracován tak, aby z něj byly využity železné a neželezné kovy a nekontaminované inertní materiály, které mohou být použity jako stavební materiál [15].
- **Pyrolýza:** Pyrolýza má za cíl maximalizovat termický rozklad pevné fáze na plyn a kapalnou fázi. V reakčním prostředí je úplná absence okysličovadla. Dosahovaná teplota se podle použité technologie pohybuje mezi 500 a 800 °C. Vzniklý pyrolýzní plyn obsahuje především CO, H₂, CH₄ a další uhlovodíky a dále nežádoucí látky H₂S, HCl, NH₃, HCN, dehty a prachové částice. Plyn je možné vyčistit, aby splňoval normy chemických výrobních procesů nebo normy pro zařízení na vysokoúčinnou přeměnu energie. Pyrolýzní olej se získává jako vedlejší produkt pyrolýzy. Jedná se o tmavou kapalinu, kterou lze využít v chemickém průmyslu nebo použít jako palivo. Pyrolýzní zbytek obsahuje často nezanedbatelné množství uhlíku. Většinou se s ním však musí nakládat jako s nebezpečným odpadem [15].
- **Zplyňování:** Cílem procesu zplyňování je maximální konverze odpadu do výhřevného plynu obsahujícího především CO, H₂ a CH₄. Reakční prostředí je redukční (zplyňování je parciální oxidace odpadu za přítomnosti nižšího množství okysličovadla, než se vyžaduje pro stechiometrické spalování). Jako zplyňovací médium se používá vzduch, čistý kyslík, pára, kyslíko-parní směs či kyslíkem obohacený vzduch. Teplota, při níž probíhá proces, se pohybuje mezi 550 a 900 °C (zplyňování vzduchem), resp. 1000–1600 °C (při jiných typech zplyňování). Organický obsah odpadu se převádí především na CO, H₂ a menší podíl CH₄ [16, 17]. Vzniklý generátorový plyn tak obsahuje především CO, H₂, CO₂, CH₄ včetně H₂O a dále nežádoucí látky H₂S, HCl, COS, NH₃, HCN, sloučeniny alkalických kovů, dehty a prachové částice. Generátorový plyn je možné vyčistit, aby splňoval normy

chemických výrobních procesů nebo normy pro zařízení na vysokoúčinnou přeměnu energie. Podobně jako u spalování může být popel zpracován tak, aby z něj byly využity železné a neželezné kovy. Popel je často produkován ve formě vitrifikované strusky, která může být používána jako stavební materiál [15].

Podrobněji lze zplyňování popsat jako přeměnu pevného odpadu na hořlavý plyn (generátorový plyn) pomocí zplyňovacích reakcí. V podstatě se část paliva spaluje, aby bylo získáno teplo potřebné pro zplynění zbytku paliva (autotermní zplyňování), jako je tomu v případě zplyňování vzduchem. Nebo je tepelná energie dodávána z externího zdroje (allotermní zplyňování), jako je tomu v případě použití plazmového hořáku. Výsledkem procesu nejsou horké spaliny, jako u konvenčního přímého spalování odpadů, ale horký spalitelný plyn (generátorový plyn, označovaný někdy také jako syntézní plyn, energoplyn nebo syngas), který obsahuje velké množství ne zcela zoxidovaných produktů s energetickou hodnotou využitelnou v odděleném technologickém zařízení [16, 17].

S takto vyrobeným generátorovým plynem lze pak nakládat téměř jako s jakýmkoliv jiným plynným palivem. Skutečnost, že se s plynem snadněji nakládá (a spaluje) než s pevným odpadem, dává této technologii potenciál, aby se stala pokročilou technologií pro EVO budoucnosti, a to jak pro netříditelné tuhé frakce zbylé po vytrídění odpadu (separovaného sběru), tak produktů vyrobených z mechanické úpravy TKO [16,18,19].

Výhody zplyňování ve srovnání s tradičním spalováním pevných odpadů, spočívají především v možnosti kombinace provozních podmínek (zejména teploty a zplyňovacího poměru) a vlastností konkrétního generátoru (různé typy konstrukce) k získání generátorového plynu vhodného pro použití v různých konečných aplikacích. Generátorový plyn může být využit v plynné formě, kdy je spalován konvenčním hořákem například v parním kotli. Dále může být využit v zařízení s účinnější přeměnou energie, jako je například plynový pístový motor nebo plynová turbína. Hlavní složky generátorového plynu, jako jsou CO a H₂, mohou být využity jako základní stavební prvky pro výrobu hodnotných produktů v podobě chemických látek a paliv [16, 20, 21, 22].

3.2 PROCES ZPLYŇOVÁNÍ

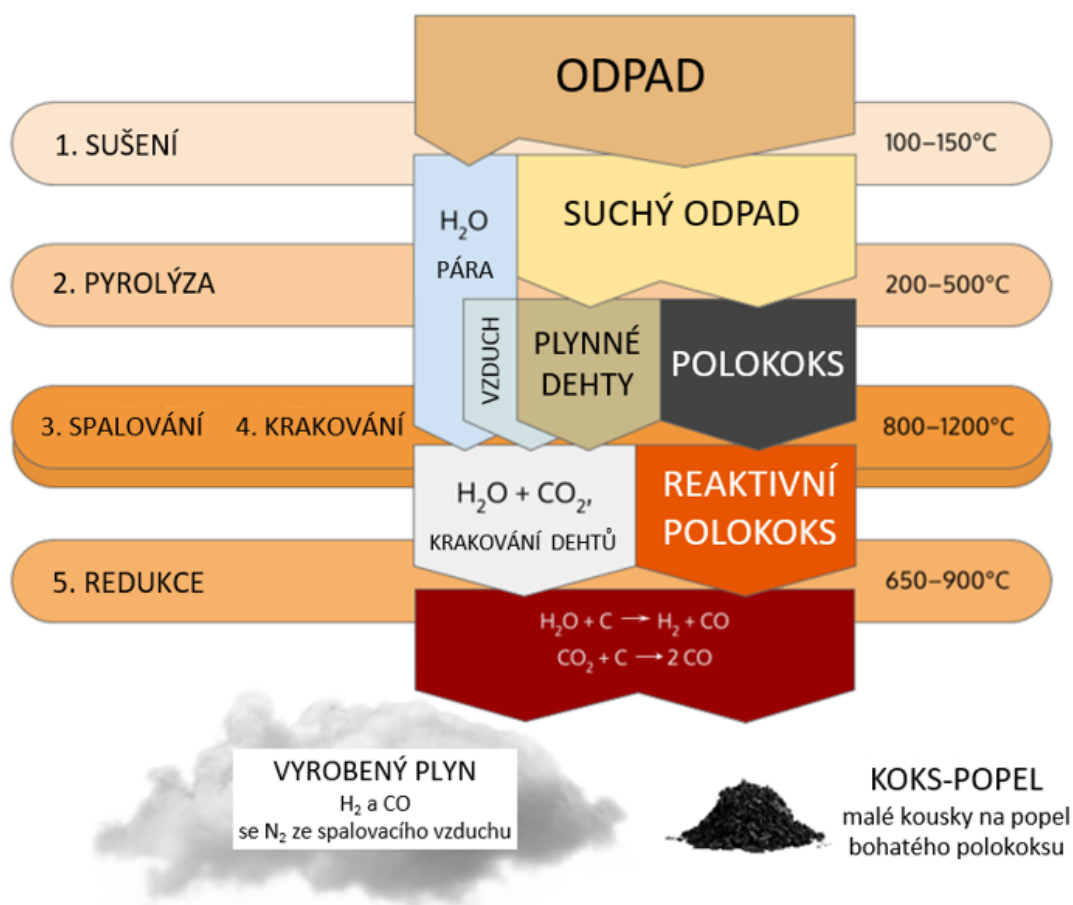
3.2.1 POPIS PROCESU ZPLYŇOVÁNÍ

Zplyňování je složitý proces, který zahrnuje řadu fyzikálních a chemických interakcí, které se vyskytují při teplotách vyšších než cca 600 °C. Přesná teplota závisí na typu generátoru a vlastnosti zplyňovaných odpadů, zejména na teplotách měknutí a tavení popele [15, 23, 20].

Proces zplyňování může probíhat dvěma způsoby:

- 1) s částečným spalováním paliva dodávaného do procesu (autotermní proces), nebo
- 2) s vnějším přívodem tepelné energie do generátoru (allotermní proces).

Jednotlivé kroky procesu zplyňování schematicky zobrazuje obrázek 1.



Obrázek 1 – Schematické zobrazení jednotlivých fází procesu zplyňování [24]

Proces zplyňování lze rozdělit na fáze (zóny):

- 1) Na počátku procesu zplyňování se vyskytuje z hlediska energetické bilance velmi důležitá fáze – sušení (sušicí zóna). K ohřevu a sušení dochází při teplotách až do cca 150 °C [25]. Tato fáze je důležitá z hlediska bilance energie, kterou je třeba dodat do procesu k odpaření vlhkosti z paliva. Proces se týká kapalné vody, páry a porézní pevné fáze v palivu, přes kterou kapalina a pára během sušení prochází.
- 2) Další fází je pyrolýza (pyrolýzní zóna). V pyrolýzní zóně dochází k uvolňování prchavé hořlaviny z paliva. Zbytkem z tohoto procesu je karbonizát. Pyrolýzní proces probíhá v rozsahu teplot cca 200–500 °C [25]. U TKO těkavé látky představují významnou část uhlíkatého paliva, která poskytuje snadno zápalnou atmosféru hořlavých plynů kolem pevného odpadu. Složení a množství látek, uvolněných z prchavé hořlaviny (ne nutně v jediném stupni), závisí na několika faktorech, zejména na původním složení a struktuře odpadu [26], dále na konkrétním typu generátoru a jeho provozních podmínkách (rychlost ohřevu, tlak apod.) [27].
- 3) a 4) V procesu zplyňování se může, ale nemusí, vyskytovat oxidační zóna. Záleží na tom, zda proces zplyňování vyžaduje částečnou konverzi chemické energie paliva (autotermní proces), nebo ji nevyžaduje (allotermní proces). V autotermním procesu zplyňování je částečnou oxidací hořlavých plynů a polokoksu s kontrolovaným množstvím vzduchu, kyslíku nebo vzduchu obohaceného kyslíkem, zajištěno teplo potřebné k tepelnému krakování dehtů a uhlovodíků a ke zplyňování polokoksu párou nebo oxidem uhličitým. Dále pak slouží k udržení stále provozní teploty zplyňovacího generátoru. Oxidační (spalovací) proces může probíhat v teplotách od 800 do 1200 °C [24]. To souvisí s druhem zplyňovacího média dodávaného do procesu. Při použití vzduchu jako zplyňovacího média je do procesu přidáváno velké množství dusíku. Ten představuje zátěž, protože se aktivně neúčastní procesu, a navíc dochází ke spotřebě energie na jeho ohřátí. Naopak, v allotermním procesu zplyňování je teplo, potřebné pro endotermické procesy, zajištěno z externích zdrojů pomocí vyhřívaného lože (vyhřívaného generátoru) hořením části polokoksu nebo plynů odděleně nebo použitím plazmového hořáku [25].
- 5) V procesu zplyňování se vyskytuje ještě zóna redukční. Dochází v ní k heterogenním reakcím mezi pevnými a plynnými látkami a také k homogenním reakcím mezi plynnými produkty z ostatních zón. Většina spalitelných látek v generátorovém plynu vzniká právě redukcí (CO_2 na CO a H_2O a H_2 , C může reagovat s H_2 a vznikat CH_4).

V této zóně dochází ke snížení teploty endotermními reakcemi. Konečné složení plynu závisí zejména na parametrech redukční zóny [27].

Různé typy procesů zplyňování odpadu jsou obecně klasifikovány na základě oxidačního média (zplyňovacího média). Proces se může provádět částečnou oxidací se:

- vzduchem,
- vzduchem obohaceným kyslíkem,
- čistým kyslíkem,
- vodní parou,
- kyslíko-parní směsí.

Částečná oxidace vzduchem vytváří generátorový plyn zředěný o atmosférický dusík (až do cca 60 %). Tento plyn má pak výhřevnost v rozmezí 4–7 MJ/m³_N [25]. Tato hodnota je vhodná pro běžné spalování na hořácích, ale příliš nízká například k využití v plynové turbíně.

Technologie pracující se vzduchem obohaceným kyslíkem mají za cíl získat vyšší výhřevnost plynu v důsledku sníženého obsahu dusíku. To umožňuje provádět autotermní zplyňování při vyšší teplotě, a to bez nákladné spotřeby kyslíku (jako při zplyňování s čistým kyslíkem). Používá se směs dusíku a kyslíku, která má obsah kyslíku větší než 21 % až do výše 50 % [28].

Částečná oxidace čistým kyslíkem vytváří syntézní plyn bez (nebo téměř bez) vzdušného dusíku a s vyšší výhřevností mezi 10 a 15 MJ/m³_N [25]. Výroba čistého kyslíku je finančně velmi náročná a je ekonomicky efektivní pouze u velkých jednotek, a to na základě získané vyšší výhřevnosti syntézního plynu, sníženého objemového průtoku, nižšího obsahu dehtů a zejména vytváření vitrifikovaného popela, který umožňuje jeho snadnější likvidaci.

V případě zplyňování vodní parou je tato pára jediným zplyňovacím médiem a proces nezahrnuje exotermní reakce. Endotermické reakce zplyňování tak potřebují externí zdroj energie. Výhodou zplyňování vodní parou je, že vytváří generátorový plyn s vysokou koncentrací vodíku bez dusíku. Výhřevnost vyrobeného plynu se pohybuje mezi 15 a 20 MJ/m³_N [25]. Dalším způsobem je zplyňování kyslíko-parní směsí, tedy vodní parou s přidaným čistým kyslíkem.

Specifickým provedením zplyňování je plazmové zplyňování. Umožňuje řízení teploty nezávisle na kolísání kvality paliva (zplyňovaného materiálu) a dodávky zplyňovacího média (vzduch, kyslík nebo pára). To umožňuje změny v rychlosti dodávky, obsahu vlhkosti a elementárního složení odpadního materiálu. Plazmové zplyňovací technologie proto mohou zpracovávat suroviny s různými velikostmi částic, obsahující hrudky a jemné prášky, tzn. s nižšími náklady na přípravu vstupní suroviny (odpadu).

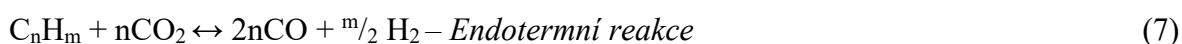
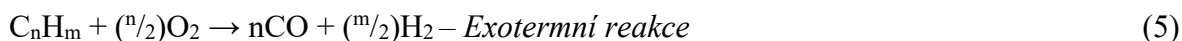
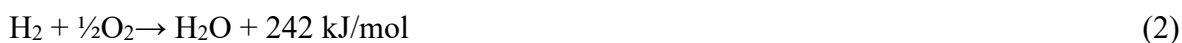
3.2.2 REAKCE PROCESU ZPLYŇOVÁNÍ

Při procesu zplyňování dochází k celé řadě reakcí, které jsou závislé na různých proměnných. Složení výsledného plynu je dáno řadou sekvenčních a paralelních reakcí reaktantů dodávaných do procesu. Reakce mohou být rozděleny podle toho, zda jsou endotermické či exotermické. Mohou být také rozděleny podle zóny, ve které převážně probíhají. Vzhledem k tomu, že se rozhraní jednotlivých zón v generátorech prolínají, je vhodné použít v rámci tohoto procesu rozlišení reakcí zplyňování podle skupenství reaktantů a produktů, tj. rozčlenění na homogenní a heterogenní reakce.

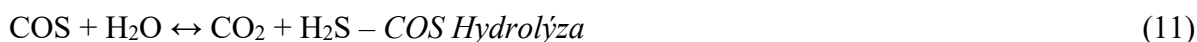
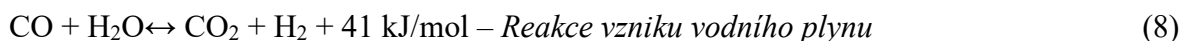
Homogenní reakce procesu zplyňování

Homogenní reakce má všechny reaktanty a produkty ve stejné fázi (skupenství). Do typických homogenních reakcí můžeme zahrnout následující:

Oxidační reakce:



Zplyňovací reakce zahrnující páru:



Zplyňovací reakce zahrnující vodík:



Heterogenní reakce procesu zplyňování

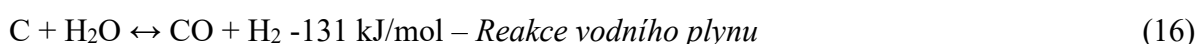
Heterogenní reakce obsahuje rozdílné fáze, probíhá na styčné ploše, tzv. fázovém rozhraní. Do typických heterogenních reakcí můžeme zahrnout následující:

Oxidační reakce:

Oxidace uhlíku



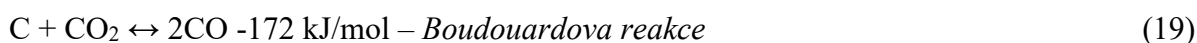
Zplyňovací reakce zahrnující páru:



Zplyňovací reakce zahrnující vodík:



Zplyňovací reakce zahrnující oxid uhličitý:



Více lze o reakcích zplyňování nalézt v literatuře [29].

Oxidační exotermní reakce dodávají potřebné teplo pro endotermní reakce zplyňovacího procesu.

Většina spalitelných látek vyráběného plynu vzniká redukcí CO_2 na CO a H_2O na H_2 . Zároveň může uhlík reagovat s vodíkem na CH_4 . Všechny tyto reakce jsou žádoucí, protože přispívají k tvorbě výhřevných složek plynného paliva.

Protože cílem zplyňování je přeměna pevného paliva ve spalitelný plyn, je preferována tvorba oxidu uhelnatého z pevného uhlíku, tedy reakce (14). Plná oxidace uhlíku dle rovnice (15) je žádoucí jen do té míry, aby dodávala teplo nutné pro průběh celého procesu zplynění. V úsecích generátoru, kde není žádný pevný uhlík, se výše uvedené reakce omezují pouze na dvě, a to na reakci vzniku vodního plynu (8), což je kombinace reakce (16) a reakce (19), a reakci metanizace (6), což je kombinace reakce (16) a reakce (17). Toto je velmi zjednodušený rámec, protože další složky (H, N, O, S atd.) by mohly být zapojeny jako reaktanty a produkty většiny zplyňovacích reakcí, tak jako jsou jejich méně oxidované nebo redukovány formy, např. CO místo CO_2 , H_2 místo H_2O a dále H_2S místo SO_2 apod. [27]. Protože CO_2 a H_2O nejsou spalitelné (nezvyšují výhřevnost produkovaného plynu), není jejich tvorba žádoucí, přestože reakce (1) a reakce (4) dodávají reakční teplo.

Výhodou nepřítomnosti oxidační atmosféry u procesu zplyňování je, že eliminuje jeden z kroků mechanismu syntézy dioxinů a silně snižuje jejich tvorbu [30, 31, 32].

3.2.3 ROVNOVÁŽNÁ KONSTANTA CHEMICKÉ REAKCE

Rovnovážná konstanta zjišťuje stav mezi reaktanty a produkty účastníci se chemické reakce. Je závislá na teplotě a tlaku v reakčním prostředí. Rovnovážná konstanta chemické reakce se stanovuje pomocí směru reakce a rychlosti reakce. Teoreticky je možné, aby reakce probíhala v obou směrech. V případě, že je rychlost reakcí na produkty vyšší než na reaktanty, dochází k transformaci reaktantů na produkt a reakce poběží do konce – stane se tedy nevratnou. Jestliže je rychlost reakce shodná v obou směrech, vzniká chemická rovnováha. V tomto stavu se nemění množství reaktantů ani produktů, třebaže obě reakce stále probíhají. Vyjádření chemické rovnováhy s použitím konstant Guldberga-Waaga:



Pomocí uvedené formulace je možno odvodit dvě rychlosti reakcí: vpřed (forward) k_f a zpět (backward) k_b . Rychlost ubývání složek (např. A) při reakci bude vyjádřena:

$$d[\text{A}]/dt = -k_f[\text{A}]^n[\text{B}]^m + k_b[\text{C}]^p[\text{D}]^q \quad (24)$$

V případě, že rychlost reakce je stejná v obou směrech, vzniká určité mikroskopické množství produktů a totéž množství produktů reaguje na reaktanty. Avšak z makroskopického pohledu celek nevykazuje průběh reakcí. Ale v molekulárním měřítku je výskyt obou reakcí patrný.

Rovnovážný stav:

$$(dA/dt)_f + (dA/dt)_b = 0 \quad (25)$$

Z tohoto plyne předpoklad pro vratnou chemickou reakci:

$$[C]^p[D]^q/[A]^n[B]^m = k_b/k_f = K_x \quad (26)$$

Teoreticky řečeno, každá chemická reakce dosáhne rovnováhy, jestliže probíhá dostatečně dlouho. Dále pro každou reakci existují podmínky, při nichž je reakce vratná [33].

Prakticky je však konečné složení dáno reakční rychlostí a přítomností katalytických vlivů (podstatné jsou dehty rozkládající reakce) [16, 34, 35].

K vytvoření rovnovážného stavu nedochází tedy z několika důvodů:

- Produkty a reaktanty jsou ve dvou nemísitelných fázích. Buď reakce probíhá na rozhraní jednotlivých látek velmi pomalu, nebo k ní vůbec nedojde, protože se reaktanty k sobě nejsou schopny přiblížit a zreagovat.
- Produkt reakce může být ze systému odstraněn dříve, než reakce dosáhne rovnováhy. Pak reakce postupuje až do konce jen v jednom směru.
- V případě krátkého časového měřítka pozorování reakce.
- Do systému je zvenčí přidáván jeden z reaktantů. Systém tak nemůže dosáhnout rovnováhy [36].

Koncentrace reaktantů v rovnovážném stavu nezávisí na mechanismu průběhu reakce. Závisí jen na termodynamických podmínkách (teplota, tlak). Katalyzátor nepůsobí na množství reaktantů v rovnovážném stavu, ale má vliv na čas, za který bude tohoto stavu dosaženo.

Vliv teploty a tlaku na rovnovážnou konstantu chemické reakce

Konstanta rovnováhy K_x je závislá na tlaku a teplotě procesu. Van't Hoffův popis tohoto vztahu:

$$\left(\frac{\partial \ln K_x}{\partial p}\right)_T = -\frac{1}{RT} \sum \nu_j \left(\frac{\partial g_j}{\partial p}\right)_T = -\frac{1}{RT} \sum \nu_j v_j = -\frac{\Delta_R v}{RT} \quad (27)$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial \ln K_x}{\partial T}\right)_p &= \frac{\partial}{\partial T} \left(-\frac{1}{RT} \sum \nu_j g_j\right) = \frac{1}{RT^2} \sum \nu_j \left(g_j - T \frac{\partial g_j}{\partial T}\right) = \frac{1}{RT^2} \sum \nu_j (g_j - Ts_j) = \\ &= \frac{1}{RT^2} \sum \nu_j = \frac{1}{RT^2} \sum \nu_j i_j = \frac{\Delta_R i}{RT^2} = \frac{q_p}{RT^2} \end{aligned} \quad (28)$$

Tyto rovnice předvídají, jak změny tlaku nebo teploty ovlivní dosažení rovnováhy. Jestliže roste K_x , zvedají se hodnoty molárních koncentrací složek x_j , kterým odpovídají dané stechiometrické koeficienty. Zvyšování tlaku posouvá stav chemické rovnováhy směrem, ve kterém jednotlivé složky směsi dosahují menší měrný objem nebo vyšší hustotu [37]. Toto je významné především pro reakce v plynné fázi.

Ačkoli modelování na principu termodynamické rovnováhy hlavních plynných složek a uhlíku nedává úplně přesné informace, dokáže ukázat významné tendence chování zplyňovacího generátoru při některých provozních stavech, např. dle literatury [34]:

- Při nižších teplotách (cca 600 °C) uhlík a kyslík dávají přednost existenci jako oxid uhličitý a polokoks. Konverze polokoksu je nižší.
- Polokoks je přítomen dokonce i při vysokých teplotách, a je částečně odváděn jako nepřeměněný uhlík v odstraňovaném popelu, takže způsobuje ztráty účinnosti konverze.
- Při vyšších teplotách, když přebývá uhlík, se oxid uhličitý štěpí a vytváří oxid uhelnatý. Navíc kyslík preferuje reakce s uhlíkem (tvoří CO a CO₂) spíše než s vodíkem (vzniká H₂O) – tím se obsah vodíku zvyšuje při vyšších teplotách.
- Metan a další uhlovodíky mají sklon se rozkládat při teplotách nad 600 °C. Toto také může znamenat významné snížení obsahu dehtů, ale pouze pro teploty vyšší než 1000 °C. V žádném případě neexistuje zplyňovací generátor, který by netvořil žádné dehty. Odstraňování dehtů a/nebo jejich konverze je tedy nutná ve většině případů [38, 35].

3.2.4 KINETIKA PROCESU ZPLYŇOVÁNÍ

Kinetika procesu zplyňování popisuje typické jevy probíhající v závislosti na čase. Komplexnost homogenních a heterogenních reakcí ovlivňuje to, že vytvoření simulačního modelu, jenž by se přiblížil k reálnému procesu konverze paliva, je značně náročné [39, 40].

Pro definici kinetiky reakcí při konverzi je nutné určit reakci, která je popsána Waag-Guldbergovou rovnicí (23) a rychlost reakce (24), která je uvedena v kapitole 3.2.3 Jak už bylo popsáno výše, rychlost reakce je přeměna koncentrace reaktantů a produktů v čase. Rovnice (23) popisuje reakci látek A a B za vzniku látek $C+D$. V průběhu této reakce odchází jeden z reaktantů (29).

$$w_r = \frac{C_{A0} - C_{A1}}{\tau_0 - \tau_1} = - \frac{dC_A}{d\tau} \quad (29)$$

Kinetika rozdílných paliv, jako je uhlí, biomasa nebo olej, vychází značně odlišně. Při zplyňování uhlí a koksu, které mají malý nebo žádný obsah prchavé hořlaviny, je náročné zaručit styk kyslíku s uhlíkem.

Zplyňování oleje, ve kterém je obsah prchavé hořlaviny téměř 100 %, bude probíhat v plynné fázi odlišně. Obsah prchavé hořlaviny v biomase je také vysoký, závisí však na obsahu popeloviny (může činit až 20 % hmoty). Rozmezí tohoto parametru ovlivňuje podmínky procesu a zastoupení homogenních a heterogenních reakcí zplyňování.

Teplota tání popeloviny, jež je závislá na jejím složení, rovněž vymezuje charakter reakcí. Popis tohoto vztahu pro heterogenní Boudouardovu reakci (19) se určuje stupněm konverze uhlíku:

$$r_m = \frac{dC}{dt} = k_m \cdot C_{CO_2} \quad (30)$$

C_{CO_2} je koncentrace CO_2 v generátorovém plynu a k_m je rovnovážná konstanta.

Pomocí Arrheniova zákona, který popisuje působení teploty, při níž probíhá reakce, lze formulovat tento vztah vzorcem:

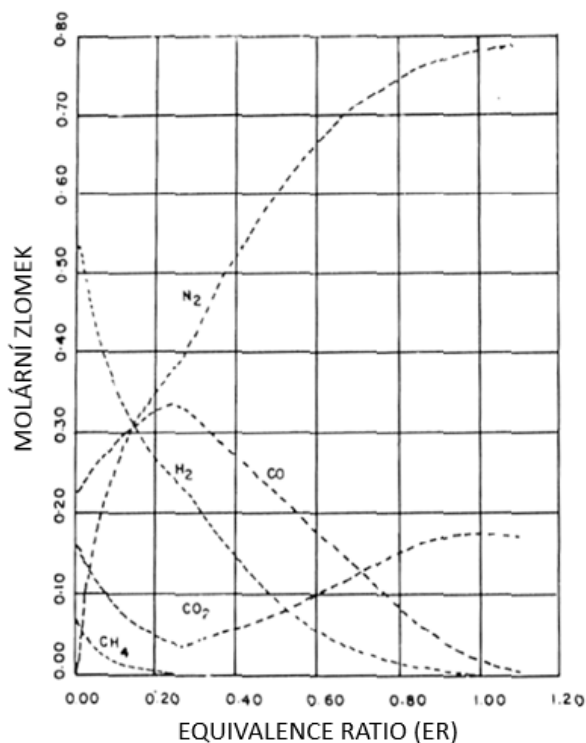
$$k_m = A \cdot e^{\frac{-E_A}{RT}} \quad (31)$$

Konstanta rychlosti reakce a aktivační energie E_A jsou tzv. kinetické konstanty. Konstanta A bývá také označována symbolem k_0 a nazývána frekvenční konstantou. Jednotka konstanty je s^{-1} , může se ale lišit dle použité jednotky koncentrace i použitého časového měřítka.

3.2.5 DŮLEŽITÉ PROVOZNÍ PARAMETRY ZPLYŇOVACÍHO PROCESU

Bez ohledu na konkrétní použitou technologii generátoru existují určité provozní parametry, které v procesu zplyňování odpadu hrají vždy klíčovou roli, jsou to:

- *Zplyňovací poměr (Equivalence ratio ER) λ je poměr mezi obsahem kyslíku v přiváděném okysličovadlu a obsahem potřebným pro úplné stechiometrické spalování.* Je to pravděpodobně nejdůležitější provozní parametr u zařízení pro EVO založených na zplyňování odpadů. Tento poměr silně ovlivňuje složení plynu (včetně obsahu dehtů) a obsah chemické energie. Hodnoty blízké nule odpovídají pyrolýzním podmínkám, zatímco hodnoty rovné nebo vyšší než jedna označují podmínky pro spalování. Jak je znázorněno na obrázku 2, u hodnot kolem 0,25–0,35 se objevuje maximální konverze polokoksu. Tyto hodnoty jsou obvykle využívány ve velkých komerčních zařízeních pro EVO. V praxi mohou být voleny hodnoty i kolem 0,5, které jsou ale především užívány u zplyňovacích generátorů s fluidním ložem zpracovávajících mokrá paliva [41] a u zplyňovacích generátorů s pohyblivým roštem [42]. Nižší hodnoty zplyňovacího poměru zanechávají nepřeměněný polokok a vyšší obsah dehtů, zatímco vyšší hodnoty zplyňovacího poměru způsobují oxidaci části generátorového plynu a vedou ke snížení jeho výhřevnosti [35, 38, 43].



Obrázek 2 – Složení generátorového plynu v závislosti na zplyňovacím poměru při zplyňování dřeva za tlaku 0,1 MPa [44]

V praxi mohou být voleny hodnoty i kolem 0,5, které jsou ale především užívány u zplyňovacích generátorů s fluidním ložem zpracovávajících mokrá paliva [41] a u zplyňovacích generátorů s pohyblivým roštem [42]. Nižší hodnoty zplyňovacího poměru zanechávají nepřeměněný polokoks a vyšší obsah dehtů, zatímco vyšší hodnoty zplyňovacího poměru způsobují oxidaci části generátorového plynu a vedou ke snížení jeho výhřevnosti [35, 38, 43].

- *Teplota v generátoru, resp. teplotní profil podél výšky generátoru.* Je důležitý provozní parametr jak pro allotermní zplyňovací generátory, kde lze externí dodávku tepla do generátoru dobře regulovat, tak pro autotermní zplyňovací generátory, kde je teplotní profil generátoru spíše variabilní, tj. proces reaguje na různé parametry, jako je například zplyňovací poměr, doba zdržení, složení a teplota vstupujícího zplyňovacího média, kvalita izolace generátoru atd. Teplotní profil podél generátoru může být také určující pro výsledný stav popela (tj. možnost získat inertní vitrifikovanou strusku) a do určité míry pro obsah dehtů v syntetickém plynu [38, 35].
- *Doba zdržení plynů a odpadu uvnitř generátoru* je z velké části definována typem generátoru a jeho provedením. Konstrukce zplyňovacího generátoru s pevným ložem ji umožňuje měnit v omezeném rozsahu. Zplyňovací generátory s fluidním ložem ji mohou měnit změnou fluidizační rychlosti. Zplyňovací generátory s pohyblivým roštem ji mohou měnit zvýšením rychlosti pohybu roštu (roštových prvků) [42, 45, 46].
- *Složení a fyzikální vlastnosti paliva (odpadu).* Mezi nejdůležitější vlastnosti paliva pro proces zplyňování patří elementární složení, výhřevnost, obsah vlhkosti, obsah popela (a jeho složení), objemová hmotnost a velikost, obsah těkavých látek a obsah jiných nečistot (N, S, Cl, těžké kovy atd.) [16, 34, 47]. Některé z těchto vlastností jsou tak zásadní, že většina současných zplyňovacích technologií využívá předzpracovaný odpad nebo paliva z odpadů (RDF resp. TAP) spíše než odpad v původním stavu. Předzpracování odpadu je hlavně zaměřeno na přiměřené zrovnomnění (homogenizaci) velmi různorodé povahy odpadu, tj. například redukci velikosti jeho částic stejně jako obsahu jeho popela a vlhkosti.
- *Složení a vstupní teplota zplyňovacího média,* které nezbytně ovlivňují hmotnostní a energetickou bilanci generátoru [48].

Relativně vysoký počet těchto provozních parametrů odráží vyšší složitost procesu zplyňování oproti konvenčnímu přímému spalování.

3.2.6 DŮLEŽITÉ VÝKONOVÉ PARAMETRY ZPLYŇOVACÍHO PROCESU

Stejně jako provozní parametry zplyňování, také výkonnost procesu (účinnost procesu) není určena pouze jedním parametrem. To je rozdíl oproti procesu spalování, kde účinnost spalování určuje kvalitu tepelného využití energie z odpadu (obecně paliva). Pro hodnocení procesu zplyňování jsou používány různé výkonové parametry.

Nejdůležitější z nich jsou:

- *Celková účinnost konverze uhlíku (Carbon conversion efficiency) η_C* je definována jako poměr mezi hodnotou průtoku uhlíku konvertovaného na plynné produkty a uhlíkem přiváděným do generátoru s pevným palivem. U uhlíku v plynné složce generátorového plynu se neuvažuje s uhlíkem v prachu a dehtech. Tato účinnost vypovídá o množství nezreagovaného materiálu a poskytuje tak měřítko chemické účinnosti procesu. Vypočte se dle vzorce:

$$\eta_C = \frac{\frac{M_C}{M_{CO}} \cdot \dot{m}_{CO} + \frac{M_C}{M_{CO_2}} \cdot \dot{m}_{CO_2} + \frac{M_C}{M_{CH_4}} \cdot \dot{m}_{CH_4} + 2 \cdot \frac{M_C}{M_{C_2H_4}} \cdot \dot{m}_{C_2H_4}}{w_C \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (32)$$

Kde:

M_i – molární hmotnost i-té složky [kg/kmol],

\dot{m}_i – hmotnostní tok plynu [kg/h],

i – složka plynu (C, CO, CO₂, CH₄ a C₂H₄) [-],

w_C – hmotnostní zlomek C v palivu [-],

\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

- *Účinnost výroby horkého plynu (Hot gas efficiency) η_{HE}* je definována poměrem mezi celkovou energií horkého plynu a energií původního paliva na vstupu do generátoru. Pod pojmem celkové energie se rozumí chemická a tepelná energie suchého plynu, a tepelná energie vodní páry v plynu. Účinnost výroby horkého plynu ukazuje celkové množství energie v plynu bezprostředně za generátorem. Využívá se k vyhodnocení účinnosti generátoru a energie obsažené v generátorovém plynu v procesu přímého spalování plynu. Tato účinnost se vypočte vzorcem:

$$\eta_{HE} = \frac{\dot{V}_{plyn} \cdot Q_{i_{plyn}}^r + \dot{V}_{plyn} \cdot \rho_{plyn} \cdot c_p \cdot (T_{plyn} - T_{pal})}{Q_{i_{pal}}^r \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (33)$$

Kde:

\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [m³N/h],

$Q_{i_{plyn}}^r$ – výhřevnost vyrobeného plynu [MJ/m³N],

ρ_{plyn} – hustota vyrobeného plynu [kg/m³N],

c_p – tepelná kapacita vyrobeného plynu [kJ/(kg · K)],

T_{plyn} – teplota vyrobeného plynu na výstupu z generátoru [K],

T_{pal} – teplota paliva na vstupu do generátoru [K],

$Q_{i_{pal}}^r$ – výhřevnost paliva [MJ/kg],

\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

- *Účinnost výroby studeného plynu (Cold gas efficiency) η_{CE}* je základním parametrem při posuzování procesu zplyňování. Vzorec udává poměr mezi chemickou energií produkovaného generátorového plynu (získaná jako průtok generátorového plynu vynásobená jeho výhřevností) a chemické energie paliva přiváděného do zplyňovacího generátoru (získaná jako průtok přiváděného paliva vynásobený jeho výhřevností). Takto vypočtená účinnost je označována jako "studená" účinnost, neboť nebere v úvahu citelné teplo vyrobeného plynu, ale jen jeho potenciální chemickou energii (teplo získané spálením generátorového plynu) a energii přiváděného paliva. Vstupní parametry pro výpočet jsou toky suchého paliva a plynu za referenčních podmínek [27]. Účinnost výroby studeného plynu je definovaná vzorcem:

$$\eta_{CE} = \frac{\dot{V}_{plyn} \cdot Q_{i_{plyn}}^r}{Q_{i_{pal}}^r \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (34)$$

Kde:

\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [m³N/h],

$Q_{i_{plyn}}^r$ – výhřevnost vyrobeného plynu [MJ/m³N],

$Q_{i_{pal}}^r$ – výhřevnost paliva [MJ/kg],

\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

- *Obsah a složení dehtů* je zásadním parametrem, neboť dehty způsobují problémy v procesních zařízeních, jakož i v zařízeních pro konečnou aplikaci [49]. Zvyšují výskyt nálepů v kotlích a jiných kovových a žáruvzdorných površích, mohou rovněž zničit reformovací katalyzátory, poškodit keramické filtry a odsiřovací systémy. Mohou také způsobovat korozi a snižovat celkovou účinnost procesu. V případě odstraňování dehtů (snižování jeho obsahu) z generátorového plynu pomocí mokřých fyzikálních metod se přesunují dehty z plynu do odpadní vody (což způsobuje další problémy: ztráta energie a znečištěná voda). Proto je velmi důležité, aby zplyňovací zařízení bylo správně navrženo z hlediska technicko-ekonomické výkonnosti čištění plynu [38, 35].

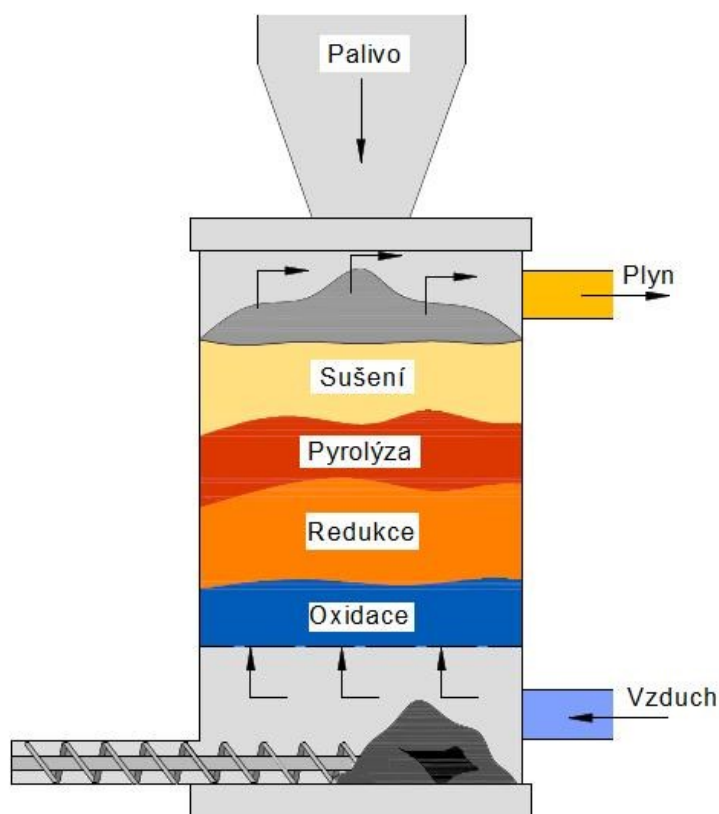
Mezi další výkonové parametry zplyňovacího procesu můžeme zařadit například specifický průtok generátorového plynu ($\text{m}^3_{\text{N}}/\text{kg}_{\text{pal}}$), výhřevnost generátorového plynu ($\text{MJ}/\text{m}^3_{\text{N}}$) a specifickou výrobu energie ($\text{MJ}/\text{kg}_{\text{pal}}$). Protože vyrobený plyn může mít různé využití, nemusí výše uvedené parametry poskytovat kompletní obraz na posouzení kvality procesu zplyňování. Například plyn, který byl vyroben v procesu s vysokou účinností výroby studeného plynu, může být vhodný v zařízení pro EVO, ale méně vhodný pro aplikaci v technologii zaměřené na konverzi na kapalná paliva nebo chemikálie [16].

3.3 ZPLYŇOVACÍ TECHNOLOGIE PRO TERMOCHEMICKOU KONVERZI PEVNÝCH ODPADŮ

Stručný popis typů zplyňovacích generátorů, které se využívají pro zplyňování pevného odpadu, je uveden v následujícím textu.

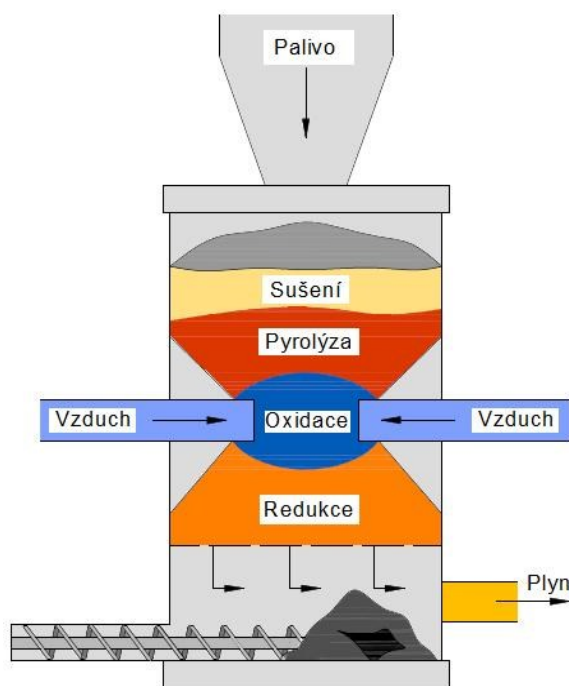
3.3.1 ZPLYŇOVACÍ GENERÁTORY S PEVNÝM LOŽEM

V protiproudém generátoru (viz obrázek 3) se směrem dolů pohybující palivo suší a pyrolyzuje, přičemž vzniklý polokoks pokračuje v pohybu dolů, kde se zplyní. Pyrolýzní páry jsou vedeny směrem nahoru pomocí horkého vyrobeného plynu. Vypařené dehty v plynu buď kondenzují na chladné vrstvě sestupujícího paliva, nebo jsou odváděny z prostoru generátoru spolu s produkovaným plynem. Vzhledem k extrémně vysokému obsahu dehtů ve vyrobeném plynu je tato konstrukce generátoru vhodná pro použití ve spojení s přímým spalováním vyrobeného plynu v hořácích.



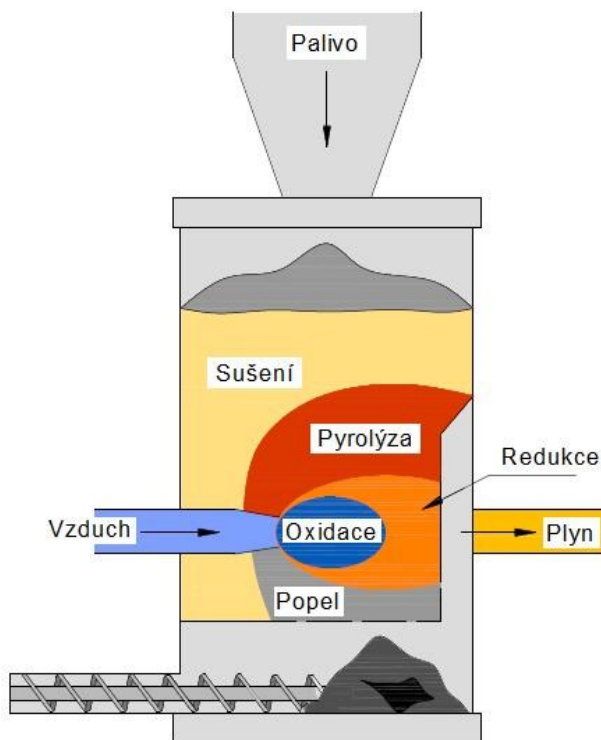
Obrázek 3 – Protiproudý generátor [25]

V souproudém generátoru (viz obrázek 4) je palivo spolu se zplyňovacím médiem nuceno projít zúžením (hrdlem), kde proběhne většina zplyňovacích reakcí. Dlouhá doba zdržení paliva vede k vysoké konverzi polokoksu na plyn ($\approx 95\%$). Vzhledem k tomu, že plyny opouštějí zplyňovací jednotku při teplotách asi $900\text{--}1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ [25], je celková energetická účinnost souproudého zplyňovacího generátoru nízká (z důvodu vysokého obsahu tepla v odvedeném horkém plynu). Souproudé zplyňovací generátory se obecně používají pro výrobu elektrické energie v kombinaci s motorem s vnitřním spalováním. Tato zařízení nejsou vhodná pro použití při větších výkonech ($> 1\text{ MW}$), jelikož neumožňují rovnoměrné rozložení proudění a teploty v zúžené oblasti (hrdlu) [25].



Obrázek 4 – Souproudý generátor [25]

Zplyňovací generátor s křížovým tokem (viz obrázek 5) je generátor, ve kterém se palivo přivádí vrchem a vzduch se přivádí tryskou ze strany. Jedním z jeho důležitých rysů je relativně malá reakční zóna s nízkou tepelnou kapacitou, která poskytuje rychlejší dobu odezvy, než je tomu u jiného typu generátoru s pevným ložem.



Obrázek 5 – Generátor s křížovým tokem [25]

3.3.2 ZPLYŇOVACÍ GENERÁTOY S FLUIDNÍM LOŽEM

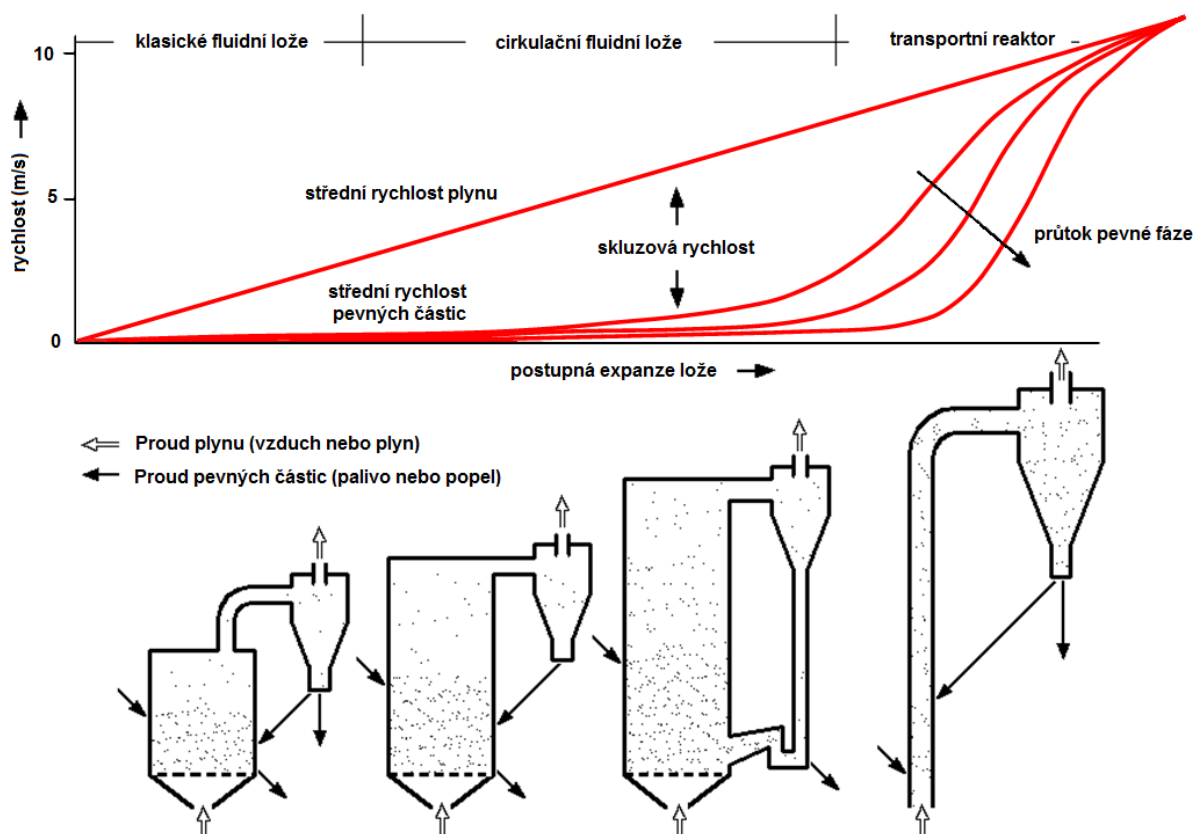
Při zplyňování ve fluidním loži je pevné palivo smícháno s horkým materiálem fluidního lože (inertní písek, katalyzátor) a je udržováno ve vznosu proudem zplyňovacího média [50].

Vzhledem k intenzivnímu proudění a mísení zplyňovacího média s palivem nelze proces rozdělit do oblastí s převládajícími reakcemi jednoho typu, jako je tomu u generátorů s pevným ložem. Všechny procesy probíhají najednou v každém místě fluidního lože, pouze místo přívodu zplyňovacího média (těsně nad roštem) můžeme označit za oblast, kde převažují oxidační reakce nad redukčními. Z těchto důvodů je přeměna paliva ve fluidním generátoru téměř 100 %. Ze stejných důvodů jsou fluidní zplyňovací generátory obecně tolerantnější na vstupní materiál a vhodnější pro velké instalace. To je rozdíl oproti zplyňovacím generátorům s pevným ložem, které jsou poměrně citlivé na kvalitu vstupní suroviny (stejnorodý materiál, přesná vlhkost atd.).

Fluidní generátory pracují s rovnoměrně rozloženými a relativně nízkými teplotami (do 900 °C) [25], nepotřebují tedy pohyblivé mechanické komponenty, které by odolávaly vysokým teplotám, protože dokonalé promíchání je zaručeno fluidací. Dále mohou bez problémů zplyňovat paliva s nízkou teplotou tavení popela, resp. mohou být zplyňována i paliva s vysokým obsahem popela.

Mezi nevýhody fluidních zplyňovacích generátorů patří složitá regulovatelnost výkonu a abrazivní účinek na stěny generátoru, způsobený rychlým pohybem materiálu fluidního lože.

Obrázek 6 zobrazuje typy fluidních generátorů a vybrané charakteristické vlastnosti fluidního lože v závislosti na rychlosti plynu ve volném průřezu generátoru. Rychlost plynu a pevných částic je pro danou granulometrii úměrná výkonu generátoru. Většina zařízení pracuje s rychlostí zplyňovacího média 5–30krát větší, než je prahová rychlost fluidace [25]. Pro každou granulometrii je nutno zvolit optimální hydrodynamický režim.



Obrázek 6 – Typy fluidních generátorů [51]

3.3.3 ZPLYŇOVACÍ GENERÁTORY S POHYBLIVÝM ROŠTEM

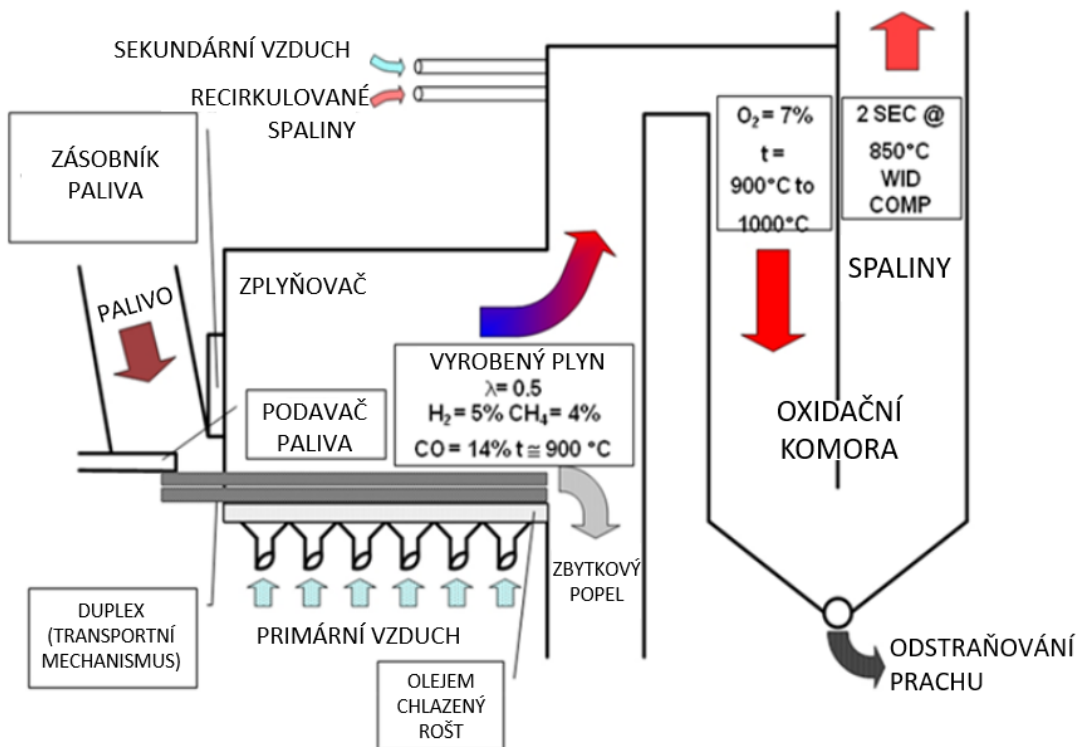
Mechanické rošty jsou nejvíce využívány u zařízení pro EVO na bázi spalování. U zplyňovacích jednotek probíhá zplyňování v primární komoře s mechanicky pohybujícím se roštem (viz obrázek 7). Tento rošt konstantním proudem přivádí odpad kontinuálně z násypky odpadu, zajišťuje pohyb lože odpadu a zbytků popela směrem k výstupnímu konci roštu, a mísení materiálu na roštu.

Tepelná přeměna tak probíhá ve dvou fázích:

- 1) v primární komoře – zplyňování odpadu (obvykle zplyňovací poměr 0,5),
- 2) v sekundární komoře – vysokoteplotní oxidace syntézního plynu vyrobeného v primární komoře.

Zplyňovací jednotka je vybavena olejem chlazeným horizontálním roštem, který je rozdělen do několika samostatných sekcí, z nichž každá má samostatný přívod primárního

vzduchu. Pro regulaci množství přívodu paliva z násypky slouží gilotina instalována na vstupu do zplyňovací jednotky, která slouží i pro řízení tloušťky vrstvy paliva na roštu. Oxidace v sekundární komoře je usnadněna více přívody vzduchu a přívodem předčištěných (recirkulovaných) spalin [53, 54].



Obrázek 7 – Schéma technologie Energos Gasifier [54]

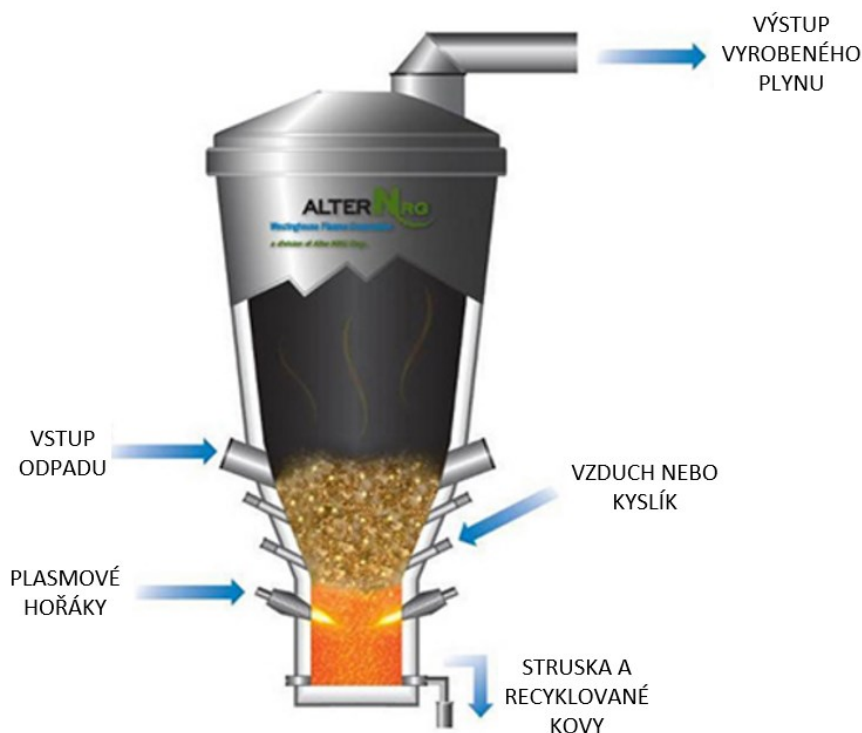
3.3.4 PLAZMOVÉ ZPLYŇOVÁNÍ

Nezpracovaný odpad je dávkován do zplyňovacího generátoru, kde přichází do styku s elektricky generovaným plazmatem, obvykle při atmosférickém tlaku a teplotě 1500–5000 °C. Organická hmota se převede na vysoce kvalitní syntetický plyn a obsah anorganických látek je vitrifikován do inertní strusky (viz obrázek 8).

Výhody plazmového zplyňování:

- možnost zpracování různorodé vsázky,
- minimální nároky na přípravu vstupního odpadu,
- umožňuje zpracovat odpad s vysokým obsahem vlhkosti a inertní složky,
- vysoká konverze uhlíku,
- a inertní vitrifikovaná struska [55].

Plazmové zplyňovací generátory používají plazmové hořáky, jako například v zařízeních pro EVO navržených společnostmi Hitachi Metals Env. Syst. Co. a Alter NG [56, 57]. V těchto zařízeních jsou plazmové hořáky umístěny ve spodní části zplyňovacího generátoru, kde se taví anorganické látky v TKO, které vytváří agregační sklo a kovové pecky (kousky kovu), které se vynoří ze dna jednotky a mohou být recyklovány. Plazmové zplyňování vyžaduje velké množství elektrické energie pro provoz plazmového hořáku. Ta je v rozsahu 5–10 % energie přírodního odpadu, což tvoří až 20 % hrubého výkonu elektrárny [56, 58, 59].



Obrázek 8 – Schéma plazmového zplyňování [55]

3.4 MOŽNÉ KONCEPCE ZAŘÍZENÍ PRO EVO ZALOŽENÉ NA ZPLYŇOVÁNÍ ODPADU

V uspořádání technologií (technologického procesu) v zařízeních pro EVO využívající zplyňování lze identifikovat tři části [48]:

- 1) výroba syntézního plynu,
- 2) čištění syntézního plynu (nebo čištění spalin),
- 3) využití syntézního plynu.

Vzájemné posloupnosti (sled) části využití plynu a části čištění, závisí na dvou možných koncepcích systému pro EVO zplyňováním, které mohou být realizovány způsoby:

- 1) Zplyňovací zařízení zaměřené na přímou výrobu elektrické energie, kde je vyrobený plyn napřed vyčištěn a následně spálen. Vyrobený plyn má být použit v technologii vyžadující vysokou čistotu plynu (plynové turbíny, plynové pístové motory), proto musí být napřed vyčištěn.
- 2) Zplyňovací zařízení zaměřené na výrobu tepla, kde je vyrobený plyn nejprve spálen a následně jsou vyčištěny vzniklé spaliny. Surový plyn je spalován v kotli pro dodávku tepla externímu tepelnému oběhu (Rankinův parní cyklus s turbínou).

Nejpoužívanější koncepce zplyňovacích zařízení pro EVO, které jsou dnes provozu, jsou ty, ve kterých je plyn spalován v kotli. Tento způsob je méně energeticky účinný než např. spalování generátorového plynu v plynové turbíně (koncepce 1), ale má řadu výhod oproti klasickému spalování odpadů.

Tabulka 1 uvádí hlavní výhody a nevýhody zařízení pro konverzi energie využitelných u velkých nebo středně kapacitních zařízení pro EVO založených na zplyňování.

Tabulka 1 – Výhody a nevýhody zařízení pro výrobu energie [15,48]

Zařízení pro konverzi energie	Čistá elektrická účinnost zplyňovací elektrárny	Výhody	Nevýhody
Parní turbína	15–24 %	Vysoká elektrická účinnost; turbína nepřijde do styku s produkty spalování; dlouhé intervaly údržby; vysoká dostupnost	Drahé; nižší výkon výrazně snižuje účinnost; zařízení pro EVO musí být extrémně velké z důvodu potřeby místa pro parní technologii
Plynová turbína	20–30 %	Vysoká elektrická účinnost; kompaktní konstrukce, dlouhé intervaly údržby; vysoká dostupnost; z důvodu vystupujících horkých spalin ideální pro kogeneraci	Části turbíny jsou přímo vystaveny produktům spalování; nižší výkon výrazně snižuje účinnost; středně drahé
Plynový motor	14–26 %	Vysoká elektrická účinnost; v porovnání s ostatními levné; odolné a spolehlivé; nižší výkon ovlivňuje účinnost jen okrajově	Části motoru jsou vystaveny produktům spalování; krátké a drahé intervaly údržby; nízká dostupnost

3.4.1 HLAVNÍ DODAVATELÉ A JEJICH TECHNOLOGIE PRO ZPLYŇOVÁNÍ ODPADŮ

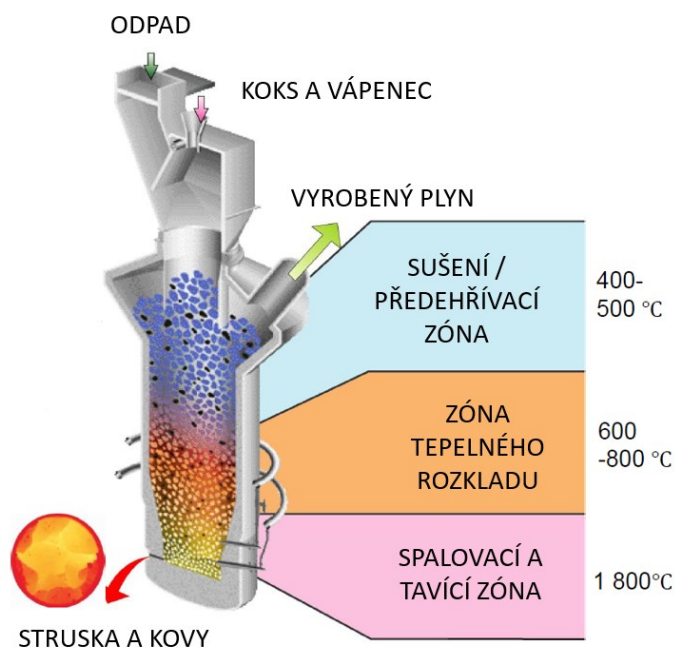
3.4.1.1 Nippon Steel

Tato podkapitola vychází z informací společnosti Nippon Steel [60].

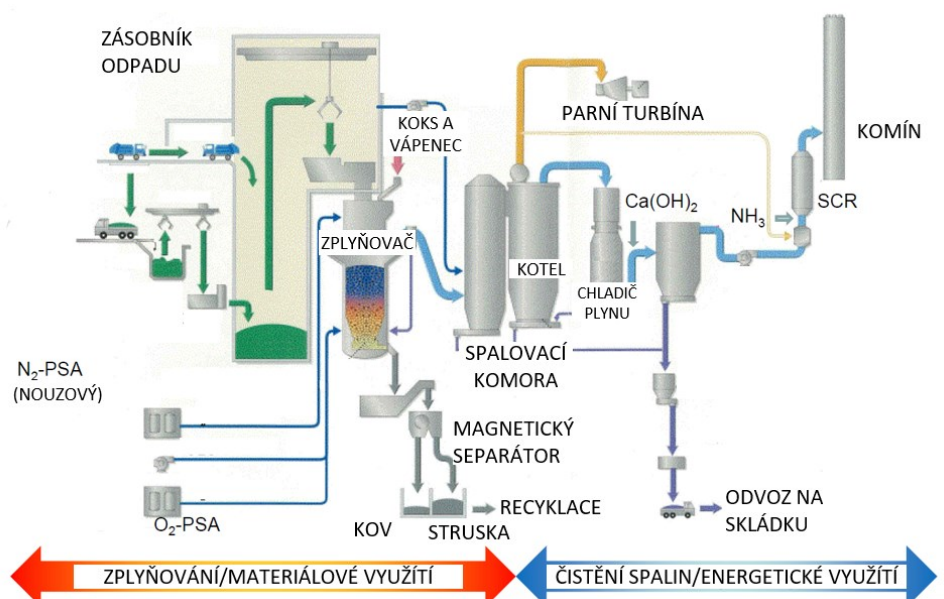
Společnost Nippon Steel je největší dodavatel zařízení pro EVO na bázi zplyňování v Japonsku. V současnosti má 33 instalací v Japonsku a 2 v Jižní Koreji. Základem technologie je protiproudý generátor s pevným ložem. Jde o zplyňování odpadu s přidavkem vápence a koksu (5 % hmotnostních). Technologie slouží i pro získávání kovů z odpadu.

Odpad se suší v horní části při teplotách mezi 200 a 300 °C. Toxické těžké kovy jsou odpařeny a distribuovány do popílků, málo toxické těžké kovy zůstávají ve strusce a kovu. Charakteristická je nízká koncentrace HCl a SO₂ v získaném plynu. Zbytky popela a koksu jsou spáleny ve spodní části lože vzduchem obohaceným kyslíkem (36 % O₂), přičemž se dosahuje teploty až 1800 °C. Surový generátorový plyn je spalován v regeneračním kotli s výrobou tepla a elektřiny prostřednictvím parních turbín. Celková účinnost procesu je až 23 %.

Největší instalace je Shin Moji Plant, která byla uvedena do provozu v roce 2007. Má kapacitu 3×10 t/h (720 t/den). Zpracovávaným odpadem je TKO a odpadní kaly. Parametry regeneračního kotle jsou 400 °C a 4 MPa. Instalovaný elektrický výkon je 23,5 MW.



Obrázek 9 – Zplyňovací generátor společnosti Nippon Steel [60]



Obrázek 10 – Procesní schéma technologie společnosti Nippon Steel [60]

3.4.1.2 JFE Engineering

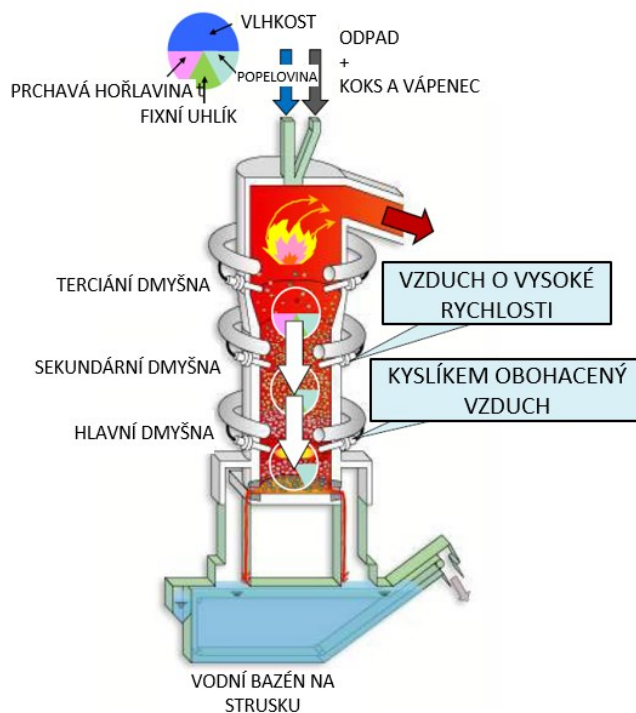
Tato podkapitola vychází z informací společnosti JFE Engineering [61].

Technologie společnosti JFE Engineering je velmi podobná řešení společnosti Nippon Steel. Je také použit protiproudý generátor s pevným ložem a jde o zplyňování odpadu s přídavkem vápence a koksu. V současné době je v provozu 10 zařízení, která zpracovávají TKO a TAP (RDF).

Surový generátorový plyn je spalován v regeneračním kotli s výrobou tepla a elektřiny prostřednictvím parních turbín [62].



Obrázek 11 – Přehled instalací společnosti JFE Engineering [61]



Obrázek 12 – Zplyňovací generátor technologie společnosti JFE Engineering [61]

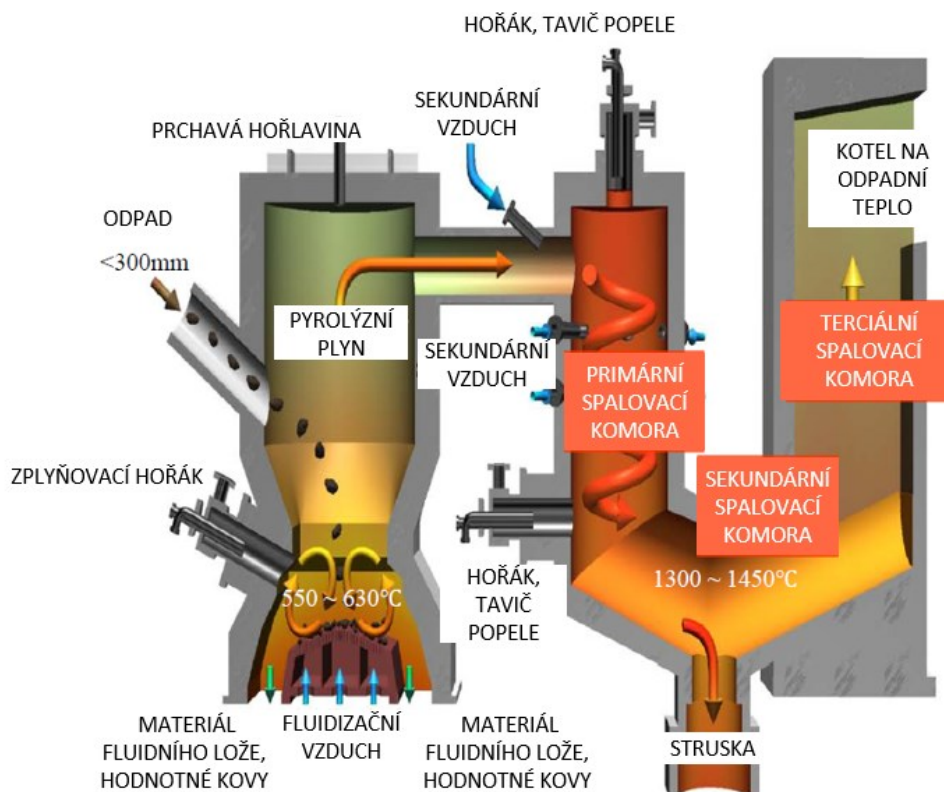
3.4.1.3 EBARA, Kobelco, Hitachi Zosen

V technologii společnosti EBARA „Fluidized bed gasification (TIFG) & Ash melting system“ se nadrcený TKO napřed zplyní uvnitř generátoru s fluidním ložem. Spálení vyrobeného plynu pak slouží k roztavení popela. Provozní teplota technologie EBARA je 500–580 °C (generátor), 1250–1350 °C (tavení popele) [63].

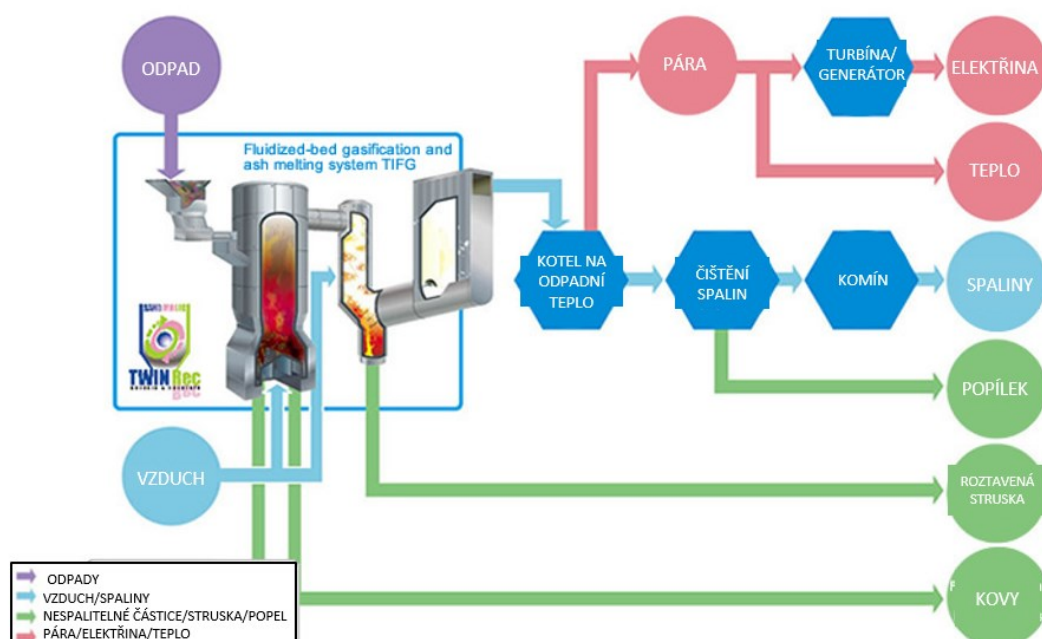
Zplyňovací technologie společnosti EBARA s fluidním ložem je označována jako „Twin internally revolving fluidized bed gasifier“ (TIFG), nebo „Bubbling fluidized bed“ (BFB).

V současné době je provozováno 11 zařízení v Japonsku a 4 v Koreji (většinou pro TKO a některé pro průmyslové odpady). Tato technologie je provozně ověřena pro zpracování TKO, RDF, plastového odpadu, čistírenských kalů a zdravotnických odpadů [63].

Podobné technologie pro EVO jsou dodávány i společnostmi Kobelco (15 zařízení) a Hitachi Zosen (8 zařízení) [64].

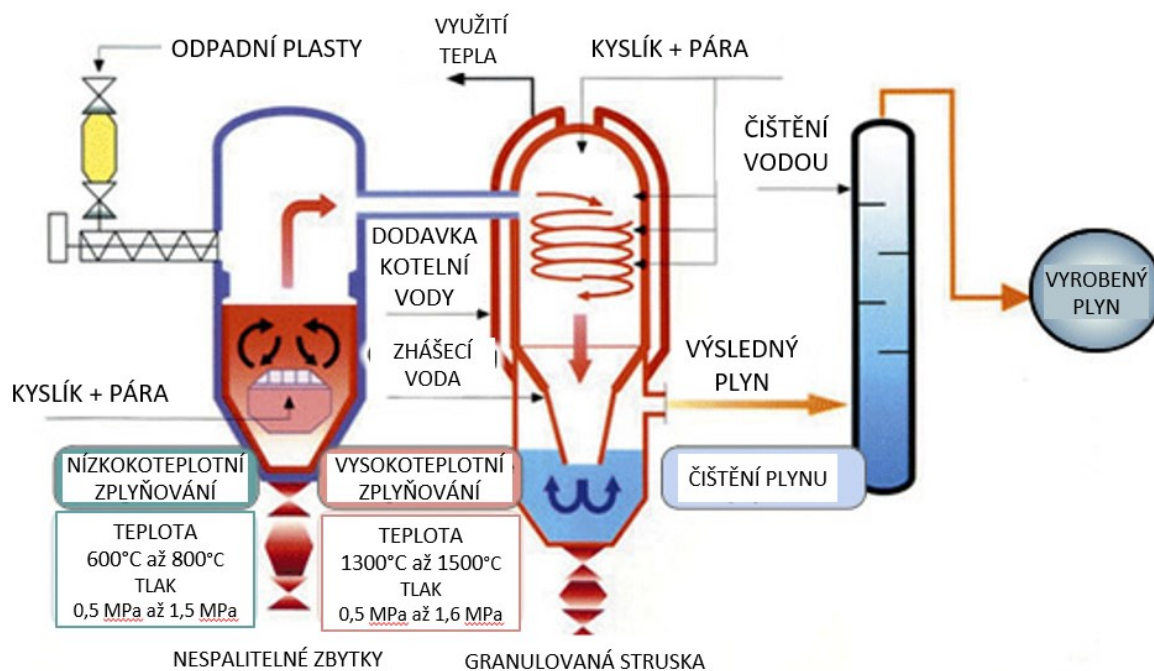


Obrázek 13 – Generátor a spalovací komory vyrobeného plynu zařízení EBARA Fluidized bed gasification (TIFG) & Ash melting system [63]



Obrázek 14 – Procesní schéma EBARA Fluidized bed gasification (TIFG) & Ash melting system [63]

Téměř všechna zařízení pro EVO v Japonsku jsou určena pro výrobu elektrické energie jako konečného produktu systému nakládání s odpady. Jedinou výjimkou je EBARA Pressurized twin internally circulating Fluidized bed gasification system (PTIFG) pro syntézu NH_3 [65]. V tomto zařízení je zplyňován plastový odpad a jako zplyňovací médium je použita směs kyslíku a vodní páry, která je dávkována do dvou zplyňovacích generátorů za vysokého tlaku. Toto zařízení je v provozu ve městě Kawasaki.



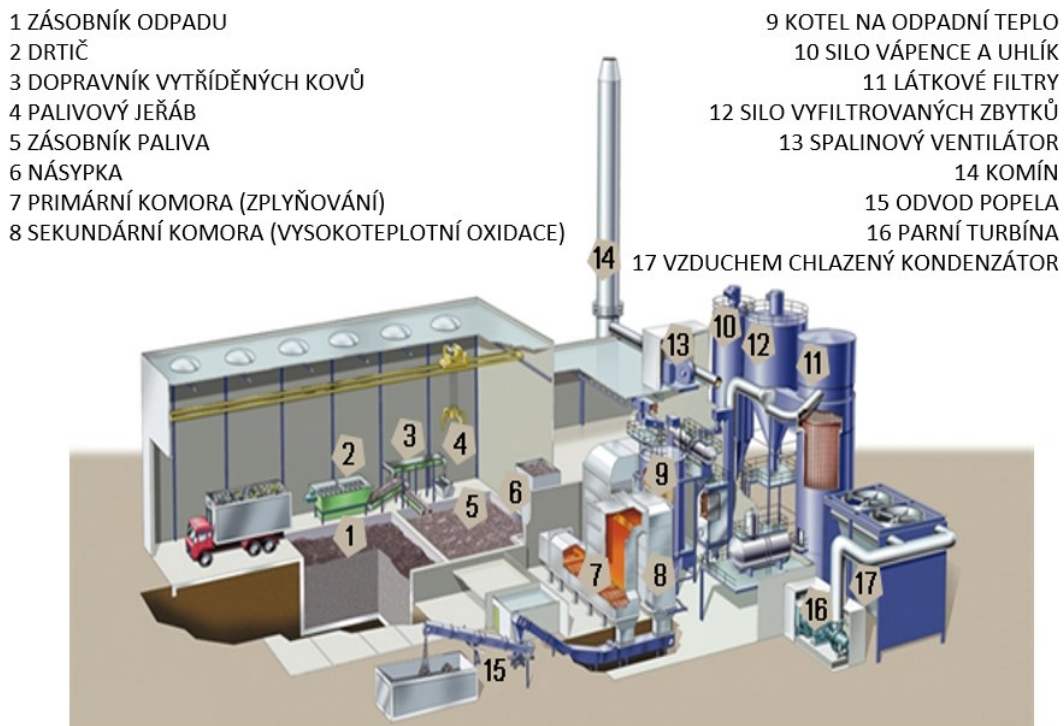
Obrázek 15 – Procesní schéma EBARA Pressurized twin internally circulating Fluidized bed gasification system (PTIFG) [65]

3.4.1.4 ENERGOS

Tato podkapitola vychází z [66].

Společnost ENERGOS je přední evropský dodavatel systému pro EVO na bázi zplyňování. V provozu je 6 zařízení v Norsku, jedno v Německu a jedno ve Velké Británii.

Odpad se před použitím musí upravit (drcení, magnetická separace). Palivo se přivádí do primární (zplyňovací) komory přes zásobník paliva. Zplyňování probíhá na pohyblivém roštu. V sekundární komoře probíhá vysokoteplotní spalování vyrobeného plynu. Zařízení jsou většinou provedena pouze pro dodávku tepla (technologická pára v průmyslu). Největší instalace je Isle of Wight Plant ve Velké Británii s elektrickým výkonem zařízení 1,8 MW.

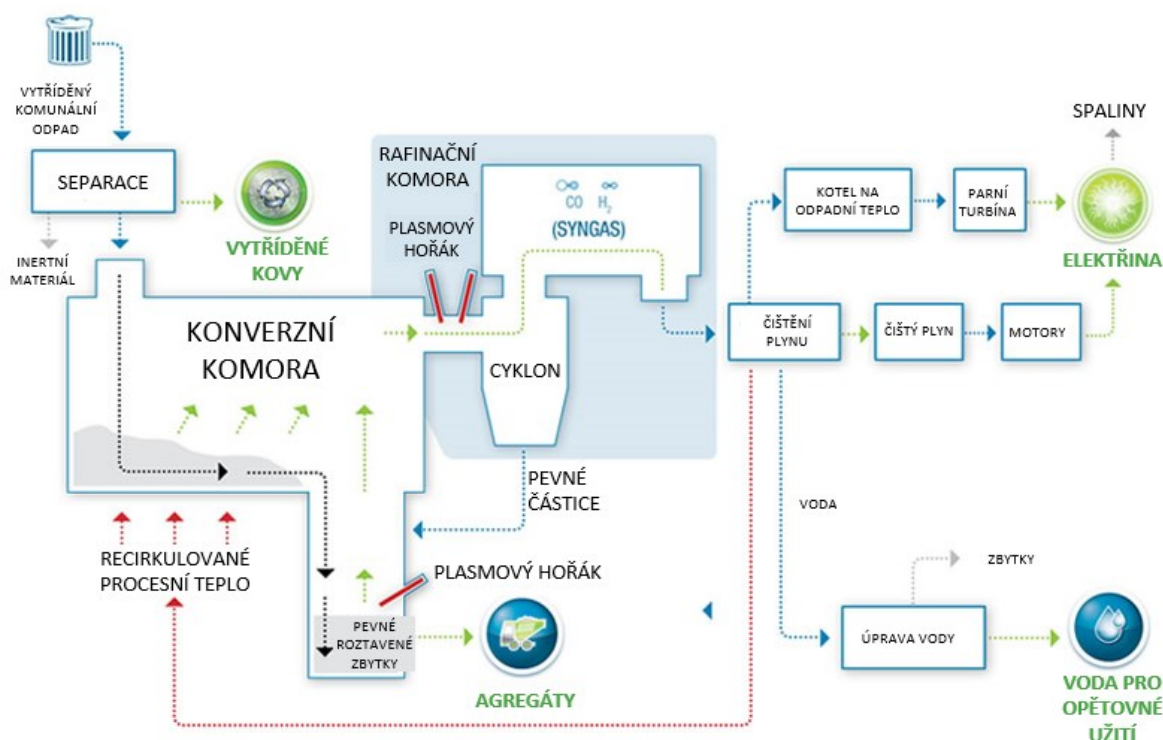


Obrázek 16 – Schéma zařízení ENERGOS [66]

3.4.1.5 Plasco Energy Group

Tato podkapitola vychází z [68].

Kanadská společnost Plasco Energy Group nabízí technologii využívající pro čištění plynu a tavení popela asistenci plazmových hořáků. Zplyňování a tavení popela plazmou probíhá odděleně (viz obrázek 17). V současné době Plasco Energy Group vlastní a provozuje dvě taková zařízení. Jedná se o komerční demonstrační zařízení o zpracovatelské kapacitě 100 tun za den v Ottawě (Kanada), a o výzkumně vývojové zařízení o kapacitě 5 tun za den v Castellgali (Španělsko).



Obrázek 17 – Procesní schéma technologie firmy Plasco Energy Group [68]

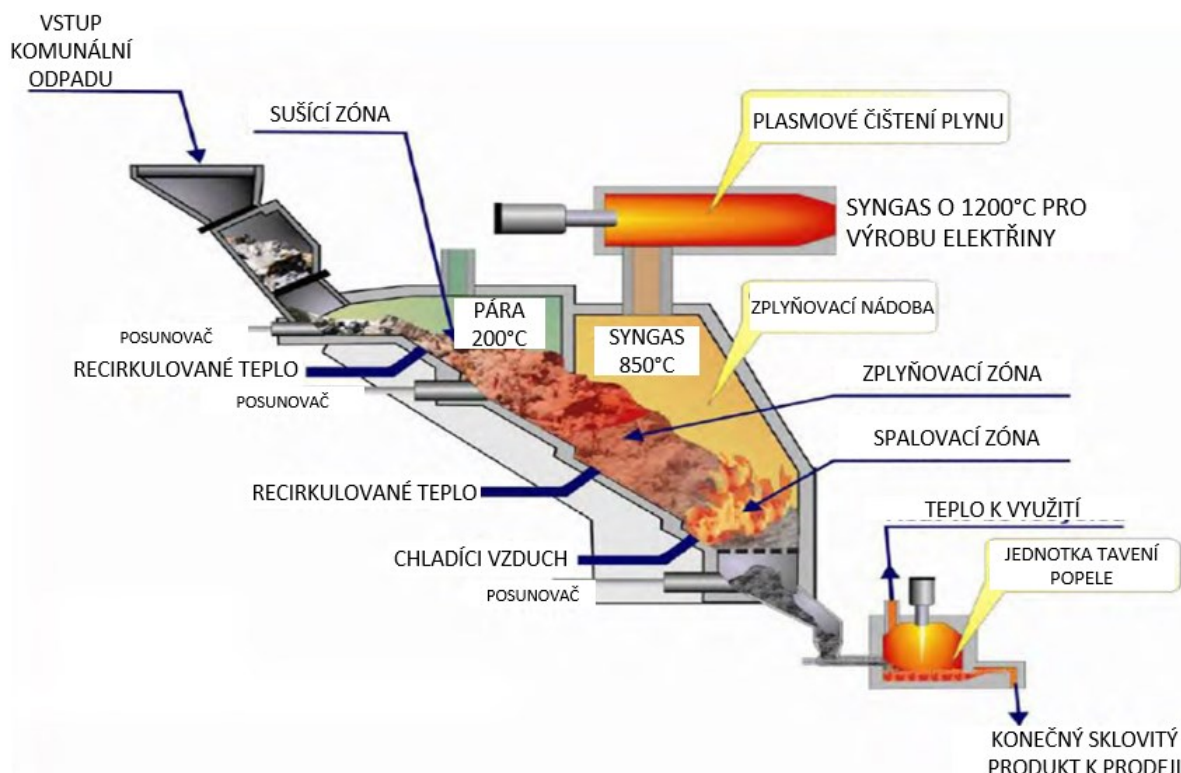
3.4.1.6 CHO Power

Tato kapitola vychází z [69]

Zařízení v Morcenx (Francie) společnosti CHO Power je první komerčně postavená elektrárna založená na technologii zplyňování odpadu a biomasy v Evropě. Zařízení o elektrickém výkonu 11 MW je navrženo tak, aby zpracovalo 55 000 tun odpadu a biomasy za rok.

Proces zplyňování zařízení společnosti CHO Power zahrnuje fázi primárního zplyňování na pohyblivém roštu, ze kterého vyrobený syntézní plyn prochází plazmovým hořákem, kde vysoká teplota zajistí vyčištění syntézního plynu obsahujícího CO, H₂ a CH₄. Z vyčištěného syntézního plynu pak může být přímo vyrobena elektřina pomocí plynových pístových motorů.

Jako doplněk může být instalován navíc druhý plazmový hořák pro roztavení zbytků popela z generátoru a produkovat tak vitrifikovanou strusku, která může být použita ve stavebnictví.



Obrázek 18 – Schéma technologie firmy CHO Power [69]

3.5 REALIZOVANÉ ZPLYŇOVACÍ JEDNOTKY PRO EVO

Zařízení pro EVO, která využívají technologii zplyňování, mohou být založena čistě na procesu zplyňování, nebo (jak je v praxi obvyklé) je zplyňování integrováno do systémů kombinujících procesy pyrolýzy, zplyňování a spalování.

V posledních dvou desetiletích bylo vyvinuto několik zplyňovacích technologií, které jsou nyní komerčně dostupné jako zařízení pro EVO [16, 18, 45, 70].

Většina z těchto technologií byla vyvinuta a komercializována pro kombinovanou výrobu tepla a elektřiny z generátorového plynu. Jen málo zařízení, zejména v Japonsku, bylo primárně postaveno pro výrobu elektřiny. Většina z nich je provozována se zaměřením na výrobu chemických látek (zejména amoniaku) [71].

Tabulka 2 dává přehled vybraných společností, které mají celkem v provozu více než 100 zařízení a jsou schopny nabídnout osvědčený proces zplyňování pro různé druhy pevných odpadů.

Tabulka 2 – Přehled společností nabízejících provozně osvědčenou technologii pro zařízení pro EVO na bázi zplyňování [16, 42, 45, 46, 56, 70, 71, 72, 73, 74, 75]

Společnost	Počet zařízení v provozu	Rozsah kapacity	Zpracovávaný odpad			Použitá technologie
		[tun/rok]	TKO	TAP	Průmyslový odpad	
Nippon Steel Engineering (Japonsko)	32 (+5)	30–230	ano	ne	ano	Souproudý generátor s pevným ložem, kyslíkem obohacený vzduch
Kobelco (Japonsko)	12 (+1)	20–170	ano	ne	ne	Stacionární fluidní vrstva
Ebara TIFG (Japonsko)	12	30–135	ano	ne	ano	Vnitřní cirkulující fluidní vrstva
JFE (Japonsko); (Kawasaki Steel and NKK)	10	30–110	ano	ano	ano	Souproudý generátor s pevným ložem; kyslíkem obohacený vzduch
Hitachi Zosen (Japonsko)	9	10–100	ano	ano	ne	Stacionární fluidní vrstva
Energos (Norsko/UK)	8 (+6)	10–80	ano	ano	ne	Pohyblivý rošt
JFE(Japonsko); Thermoselect (Švýcarsko)	7	30–200	ano	ano	ne	Souproudý generátor s pevným ložem
Ebara Co. and Ube Industries Ltd (Japonsko)	3	10–60	ano	ne	ne	Vnitřní cirkulující fluidní vrstva; kyslíkem; produkce NH ₃
AlterNRG (Kanada), Westinghouse Plasma Corp., Hitachi Metals (Japonsko)	2 (+1)	8–90	ano	ano	ano	Plazmové zplyňování
Plasco Energy Group (Kanada)	2	5–35	ano	ano	ne	Plazmové zplyňování

Poznámka: Údaj uvedený v závorce u počtu zařízení v provozu označuje počet připravovaných projektů výstavby zařízení.

Hlavním důvodem relativně nízkých hodnot maximálních kapacit zpracovávaného odpadu zplyňovacích technologií pro EVO jsou pravděpodobně směrnice vlády v Japonsku, kde byla zplyňovací technologie poprvé ve větší míře využita. Japonské komunální vlády jsou povinny nakládat s odpady uvnitř jejich vlastních územních celků, takže zařízení pro EVO mají sníženou průměrnou kapacitu (cca 70 000 za rok), což je mnohem méně než u Evropských zařízení [46].

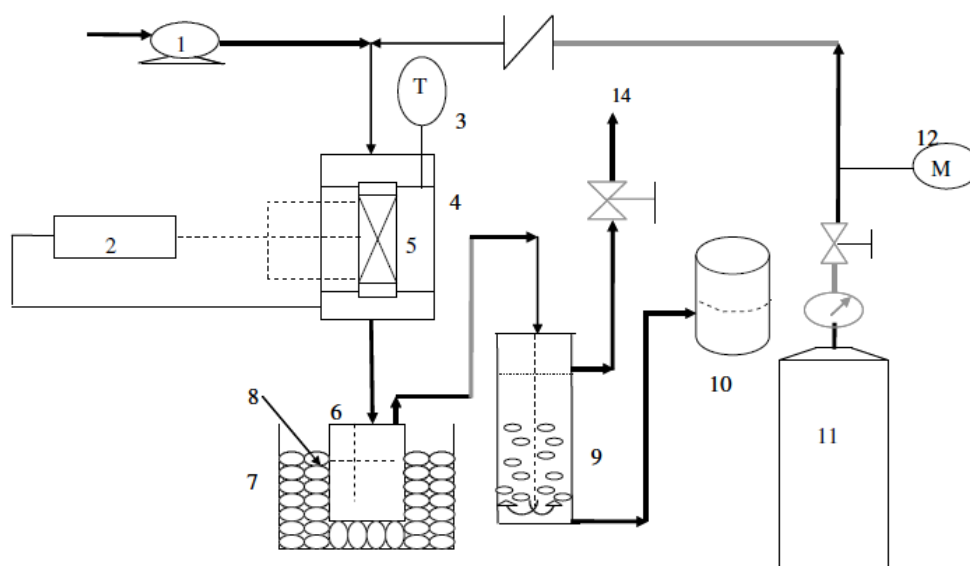
3.6 SOUČASNÝ VÝZKUM V OBLASTI ZPLYŇOVÁNÍ PALIVA ZÍSKANÉHO Z ODPADU VE SVĚTĚ

V rámci přípravy disertační práce byla provedena rešerše publikovaných výsledků výzkumů zabývajících se zplyňováním paliva získaného z odpadu, tedy zplyňováním TAP a jeho ekvivalentů v posledních cca 15 letech. Zatímco zplyňování biomasy se věnuje velká řada výzkumných pracovišť, u zplyňování TAP jsou výsledky výzkumu výrazně omezenější. V následujícím textu je uveden přehled se stručným popisem obsahu některých anglicky psaných publikací o zplyňování TAP především z impaktovaných časopisů.

Paolo De Filippis a kolektiv se v článku *Prediction of syngas quality for two-stage gasification of selected waste feedstocks (2004)* [76] zabývají výsledky modelu pro predikci složení syntézního plynu získaného ze zplyňování v generátoru z různých odpadních surovin. Složení syntézního plynu a zplyňovací podmínky byly simulovány pomocí jednoduchého termodynamického modelu. Jako vstupní odpadní suroviny byly modelovány: skládkový plyn, odpadní olej, tuhý komunální odpad (složení odpovídající zemím s nízkým hrubým domácím produktem), tuhý komunální odpad s příměsí skládkového plynu, palivo vyrobené z odpadu (RDF) pocházejícího ze stejného tuhého komunálního odpadu, stejné RDF ve směsi s odpadními oleji a tuhým komunálním odpadem typického složení pro země s vysokými příjmy. Jako měřítko kvality syntézního plynu autoři používají energetický obsah vyrobeného plynu, součet procent H_2 a CO v plynu a poměr H_2 k CO . Simulace termodynamického modelu ukazují, že skládkový plyn dává nejlepší výsledky z hlediska získání nejvyššího obsahu $H_2 + CO$ a poměru H_2 k CO , a že nejhorší parametry kvality výsledného plynu lze získat z TKO ze zemí s nízkým hrubým domácím produktem. Jako možné opatření pro zvýšení kvality výsledného produktu zplyňování je navrženo společné zplyňování TKO ze zemí s nízkým hrubým domácím produktem s RDF získaného také z tohoto odpadu.

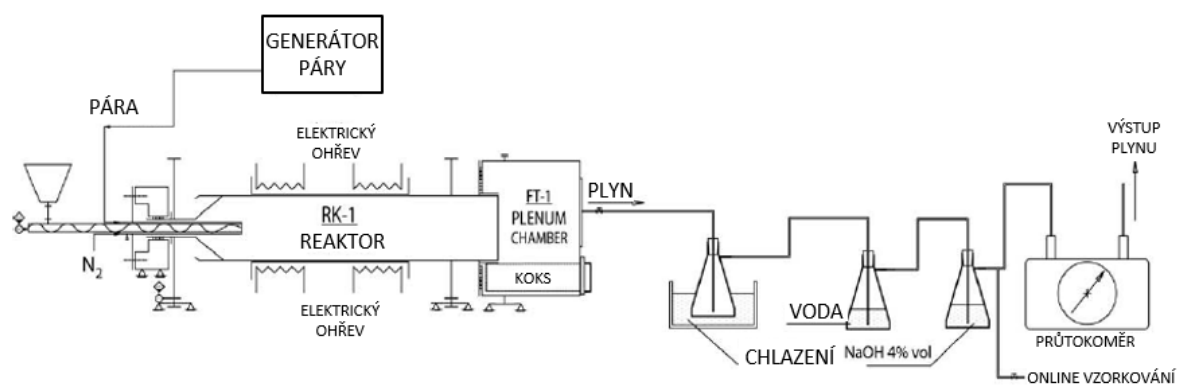
Ajay K. Dalai a kolektiv se v článku *Gasification of refuse derived fuel in a fixed bed reactor for syngas production (2009)* [77] věnují problematice parního zplyňování dvou druhů TAP (RDF) s mírně se lišícím složením i tepelnou stabilitou. Zplyňování se provádí v generátoru s pevným ložem při atmosférickém tlaku v laboratorním měřítku (1 g vstupního materiálu pro každý experiment). Provozní a konečné analýzy odhalily, že uhlík a vodík jsou hlavními komponenty v použitých RDF. Tepelná analýza ukazuje na přítomnost materiálů na bázi celulózy a plastu v RDF. H_2 a CO byly určeny jako hlavní produkty zplyňování. Autoři zkoumali vliv teploty zplyňování na zvyšování obsahu H_2 a CO . Jako optimální teplota pro nejvyšší obsah H_2 a CO byla stanovena teplota 725 °C. Výhřevnost produkovaného plynu

vznikajícího při nižší teplotě zplyňování je výrazně vyšší než u plynu vznikajícího při vyšší procesní teplotě. Autoři také konstatují, že složení použitého RDF hraje důležitou roli při výsledném složení produkovaného plynu. Bylo zjištěno, že RDF s vyšším obsahem C a H produkuje plyn s větším množstvím CO a H₂ za podobných experimentálních podmínek. Poměr pára/odpad (steam/waste) vykazuje patrný účinek na výhřevnost výsledného produkovaného plynu. Změny v průtoku páry naproti tomu neprokázaly významný vliv na produkci plynu nebo jeho složení.



Obrázek 19 – Schéma laboratorního zařízení použitého v článku. (1) vstřikovací čerpadlo, (2) regulátor teploty, (3) čidlo teploty, (4) elektrická pec, (5) generátor, (6) kondenzátor, (7) zásobník ledu, (8) led, (9) kolektor plynu, (10) roztok solanky, (11) válec s dusíkem, (12) hmotnostní regulátor průtoku, (14) ventil. [78]

S. Galvagno a kolektiv v článku *Steam gasification of tyre waste, poplar, and refuse-derived fuel: A comparative analysis* (2009) [78] prezentují srovnávací studii procesu parního zplyňování aplikovaného na třech různých typech odpadů (RDF, topolového dřeva a odpadních pneumatik). Studie byla prováděna na laboratorním zařízení (250 g vstupního materiálu pro každý experiment).



Obrázek 20 – Schéma laboratorního zařízení použitého v článku [78]

Cílem studie bylo srovnat výtěžnost plynu a jeho složení. Studie dále zkoumala možnosti využití vedlejších produktů procesu zplyňování. Zplyňovací podmínky pro tyto tři materiály byly stejné, což umožnilo přesné srovnání výtěžnosti. Kromě toho, experimentální testy byly prováděny v rotačních pecích, které nejsou široce používány pro zplyňování odpadu. Tyto pece nabízejí flexibilní konfiguraci a dobrou řiditelnost procesu, a to i s vysoce heterogenním materiálem. Zkušenosti s jejich provozem jsou dle autorů jen stěží k nalezení v literatuře. Experimentální údaje ukazují, že byly dodržovány konstantní všechny provozní parametry, výtěžnost a složení výsledných frakcí procesu bylo značně ovlivněno povahou výchozího materiálu. Všechny materiály vykazují srovnatelnou produkci plynu. Charakteristiky pevných zbytků (polokoks) pocházejících z topolu a pneumatik, ukazují na jejich vhodnost pro další využití, aniž by bylo potřeba snížení obsahu uhlíku. Polokoks získaný z RDF dle autorů vykazuje vysoký obsah nesnadno využitelného popela. Za použitých provozních podmínek má syntézní plyn z pneumatik nejvyšší obsah vodíku, metanu, etylenu a etanu a nejnižší obsah oksyločených produktů (což je ve shodě s povahou vstupního materiálu). Syntézní plyn z topolu vykazuje diametrálně odlišnou situaci, má maximální obsah CO a CO₂ a nejnižší obsah metanu a etylenu. Syntézní plyn z RDF vykazuje střední hodnoty u všech složek. Pokud jde o využití syntézního plynu, je hodnota výhřevnosti vždy nízká a je srovnatelná s nízko výhřevnými plynnými palivy.

Tabulka 3 – Charakteristika laboratorního zařízení použitého v článku [78]

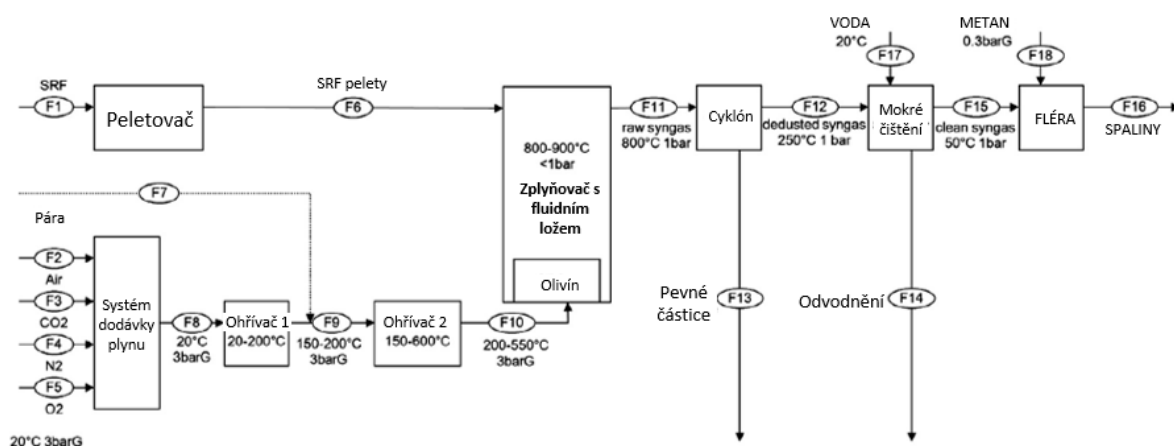
Parametr	Hodnota
Ohřev pece	elektrický, tři nezávislé zóny
Maximální výkon	9,2 kW
Maximální teplota	1600 °C
Maximální provozní teplota	1550 °C
Délka ohřívací zóny	610 mm
Materiál generátoru	rekrytalizovaný hliník
Délka generátoru	1550 mm
Vnitřní průměr	80 mm
Vnější průměr	94 mm
Objem generátoru	7,79 dm ³
Objem vyhřívané zóny	3,06 dm ³

Raj Kumar Singh a kolektiv v článku *Thermodynamic Modeling of Downdraft Gasification of RDF (2011)* [79] představují zjednodušený termodynamický model, který byl vyvinut pro zplyňování RDF v souproudém generátoru s pevným ložem pro predikci výsledného složení plynu, výhřevnosti, reakční teploty a účinnosti. Autoři termodynamický model validovali srovnáním s výsledky prof. Jayah Th z Univerzity v Melbourne (z roku 2003). Dále je v článku prezentována parametrická studie, která se zabývá vlivem vlhkosti RDF na kvalitu vyrobeného plynu. Ukazuje, že se zvyšujícím se obsahem vlhkosti v palivu se obsah H₂ ve vyrobeném plynu postupně zvyšuje, zatímco obsah CO se snižuje. Výhřevnost plynu však klesá s obsahem vlhkosti. Se zvýšením zplyňovacího poměru se reakční teplota zvýší a výhřevnost syntézního plynu se snižuje v důsledku ředění dusíkem. Tato zjištění podle autorů ukazují, že solární sušení odpadu je nezbytné opatření pro účinné a efektivní zplyňování RDF.

Umberto Arena a kolektiv ve svém článku *Fluidized bed gasification of waste-derived fuels (2010)* [80] prezentují výsledky zplyňování pěti druhů alternativních paliv (RDF) vyrobených z TKO. Palivo bylo přiváděno do zplyňovacího generátoru se stacionární fluidní vrstvou, který měl kapacitu 30–100 kg paliva za hodinu a tepelný výkon až 500 kW. Při pokusech bylo jako materiál fluidního lože využito přírodní olivín, křemenný písek nebo dolomit. Materiál byl fluidován vzduchem. Pokusy byly prováděny za různých hodnot zplyňovacího poměru. Proces byl technicky proveditelný u všech testovaných materiálů.

Olivín, neo-silikáty Fe a Mg se ukázaly být vhodné k použití jako katalyzátor do materiálu lože pro odstranění dehtů při zplyňování polyolefinových plastových odpadů. Díky katalytické aktivitě uvedených materiálů je možno získat velmi vysoký podíl vodíku v syntézním plynu (mezi 20 a 30 %), a to i za použití vzduchu jako zplyňovacího média, tedy v nejpříznivějších ekonomických podmínkách a s nejjednodušší konfigurací zplyňovací technologie. Katalytická aktivita olivínu se místo toho snížila nebo je zcela inhibována, pokud byla použita paliva vyrobená z tuhých komunálních odpadů a různých použitých plastových obalů. V každém případě tyto zplyňované materiály poskytly přijatelný výkon, byl tedy získán syntézní plyn s dostatečnou kvalitou pro energetické aplikace (samozřejmě po přiměřeném navazujícím čištění).

Umberto Arena a Fabrizio Di Gregorio v článku *Gasification of a solid recovered fuel in a pilot scale fluidized bed reactor (2014)* [81] zkoumají technickou proveditelnost procesu zplyňování tuhých alternativních paliv získaných z TKO vzduchem. Poloprovozní fluidní zplyňovací jednotka se stacionární vrstvou, mající kapacitu výchozího materiálu asi 70 kg/h a maximální tepelný výkon asi 400 kW, jim poskytl tyto experimentální údaje: kompletní složení syntézního plynu (včetně dehtů), chemickou a fyzikální charakterizaci materiálu lože. Experimentální měření bylo prováděno po dosažení podmínek tepelného a chemicky ustáleného stavu, a za hodnot zplyňovacího poměru v rozmezí od 0,25 do 0,33. Jejich výsledky ukazují, že vybraná tuhá alternativní paliva lze jednoduše zplyňovat, čímž se získá hodnotný syntézní plyn pro energetické využití. Poměrně vysoký obsah dehtů v syntézním plynu znamená, že vhodnější je konfigurace zplyňovací elektrárny s přímým spalováním syntézního plynu v hořáku a s využitím odpovídajícího konverzního zařízení.



Obrázek 21 – Schéma zplyňovací jednotky použité v článku [81]

3.7 SHRNU TÍ PŘEHLEDU SOUČASNÉHO STAVU PROBLEMATIKY

V zahraničí se pro spalování RDF (TAP) staví speciální monozdroje. Ve světě jsou provozovány i některé zplyňovací elektrárny velkých výkonů, nejčastěji založené na principu fluidního zplyňování. Chybí tak zařízení malého a středního výkonu (do 500 kWt) pro tento typ paliva, která by umožnila využití TAP přímo v místě vzniku, aby se palivo nemuselo převážet do velkých vzdáleností. Vyrobený plyn by pak mohl být přímo v místě využit pro kombinovanou výrobu elektřiny a tepla, které by mohly být využity přímo v místě na tříděvacích linkách apod.

Pro tyto malé výkony zplyňovacích jednotek je vhodné použít konstrukčně jednodušší zplyňovací generátor s pevným ložem. Publikované výsledky výzkumu z posledních cca deseti let v oblasti zplyňování TAP se však nejčastěji týkají zplyňování v generátoru s fluidním ložem a v případě zplyňování v generátoru s pevným ložem jsou publikována data z laboratorních zařízení o malých výkonech. Chybí tak výsledky ze zplyňování TAP v generátoru s pevným ložem ve větších zařízeních poloprovozního charakteru (popisů zkušeností s jejich provozem v novější literatuře není mnoho).

Takovým zařízením poloprovozního charakteru (především co se velikosti výkonu týče) je patentovaná instalace experimentálního zplyňovacího zařízení (zplyňovací jednotky) ve Výzkumném energetickém centru při VŠB-TU Ostrava, jejímž základem je generátor speciální konstrukce vyvinutý na VŠB-TU Ostrava pro zplyňování biomasy. Je tedy možné předpokládat, že cíl disertační práce (zprovoznění a nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování TAP v zařízení poloprovozního charakteru) bude přínosem pro vědní obor a praxi.

4. CÍLE DISERTAČNÍ PRÁCE

Disertační práce je zaměřena na problematiku energetického využití opadu, konkrétně zplyňování tuhého alternativního paliva získaného z tuhého komunálního odpadu.

Cílem disertační práce je zprovoznění a nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování tuhého alternativního paliva v patentovaném experimentálním zařízení [1], ve kterém byla dosud zplyňována pouze biomasa, a dále srovnání této účinnosti s účinností dosaženou při zplyňování biomasy na tomto zařízení a účinnostmi ze zplyňování TAP (RDF) v zahraničí.

Základem experimentálního zařízení pro zplyňování biomasy instalovaného ve Výzkumném energetickém centru při VŠB-TU Ostrava je generátor o tepelném výkonu 100 kW. Generátor konvertuje palivo v pevném loži a jeho speciální konstrukce umožňuje provoz v širokém teplotním rozmezí. Jedná se o autotermní generátor, který vytváří nezbytné množství tepla potřebného k procesu konverze biomasy. Vzhledem k obecně uznávanému faktoru zvětšení (scaling-up) technologických zařízení s nízkým provozním rizikem, které je udáváno jako 3–5násobek výkonu experimentální jednotky, je výkon této technologie optimální pro případné komerční využití u jednotek malých a středních výkonů, které dodávají elektřinu a teplo uživatelům.

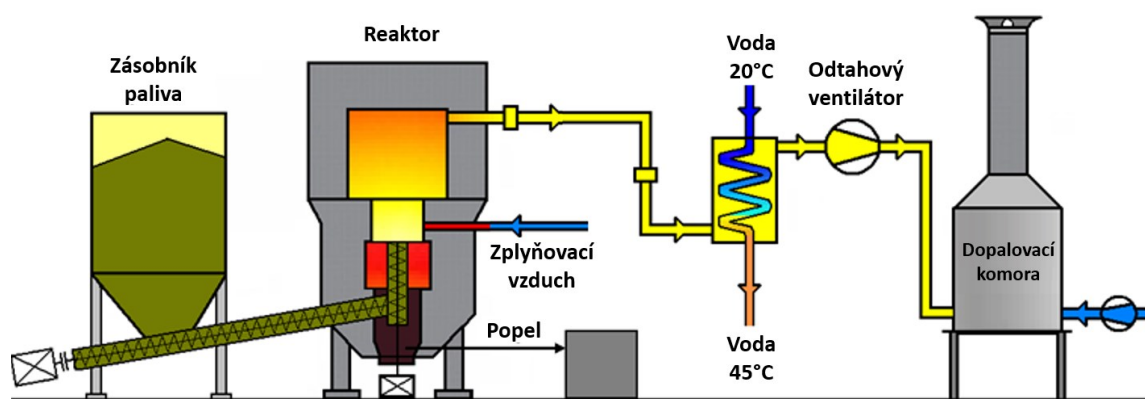
Výše uvedený hlavní cíl, tedy nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování, je možné rozdělit na několik dílčích úseků:

- zprovoznění experimentálního zařízení,
- provedení experimentálního měření,
- výpočet účinnosti a energetické bilance procesu zplyňování,
- stanovení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování tuhého alternativního paliva (TAP),
- srovnání výsledků s uveřejněnými daty ze zplyňování.

5. POPIS EXPERIMENTÁLNÍHO ZAŘÍZENÍ

Disertační práce byla zpracována v rámci výzkumných projektů realizovaných ve Výzkumném energetickém centru při VŠB-TU Ostrava, a to především Inovace pro efektivitu a životní prostředí (CZ.1.05/2.1.00/01.0036) a Inovace pro efektivitu a životní prostředí – Growth (LO1403). Experimenty byly provedeny na zařízení původně určeném pro zplyňování biomasy, vytvořeném v rámci předchozích projektů souvisejících s problematikou zplyňování. V průběhu doktorského studia jsem se účastnil prací na úpravách tohoto experimentálního zařízení.

Na obrázku 22 je schéma experimentálního zařízení pro zplyňování biomasy (v této práci nově pro zplyňování TAP), instalovaného ve Výzkumném energetickém centru při VŠB-TU Ostrava.



Obrázek 22 – Schéma experimentální zařízení pro zplyňování ve VEC

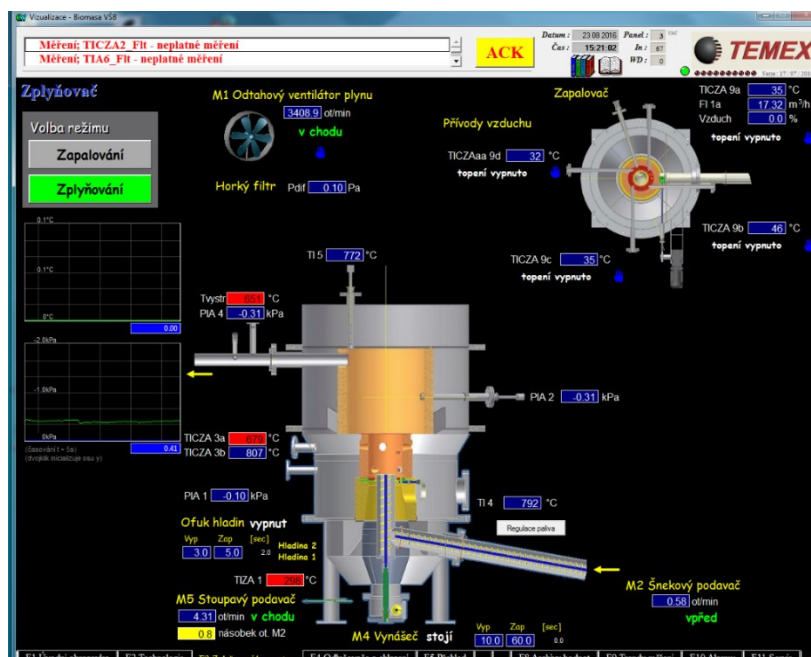
Základem zařízení je generátor o tepelném výkonu 100 kW. Generátor konvertuje palivo v pevném loži a jeho speciální konstrukce umožňuje provoz v širokém teplotním rozmezí. Jedná se o autotermní generátor, který vytváří nezbytné množství tepla potřebného k procesu konverze paliva.

U zplyňovacích generátorů s pevným ložem je zplyňovací proces definován zejména konstrukcí generátoru s omezenými možnostmi jeho ovlivnění. Proto je průběh zplyňovacích reakcí často ovlivněn změnou složení paliva, změnou jeho granulometrie apod. Tyto vlivy pak vedou k nestabilnímu procesu zplyňování, a tím k proměnnému složení a výhřevnosti vyrobeného plynu. Z tohoto důvodu má experimentální zařízení v rámci VEC unikátně řešený patentovaný generátor s řízeným zplyňovacím procesem. Řešení řízení procesu zplyňování u tohoto zařízení spočívá v udržování zplyňovacího poměru λ na konstantní úrovni, což lze s ohledem na požadovaný stabilní výkon zařízení dosáhnout regulací přiváděného množství

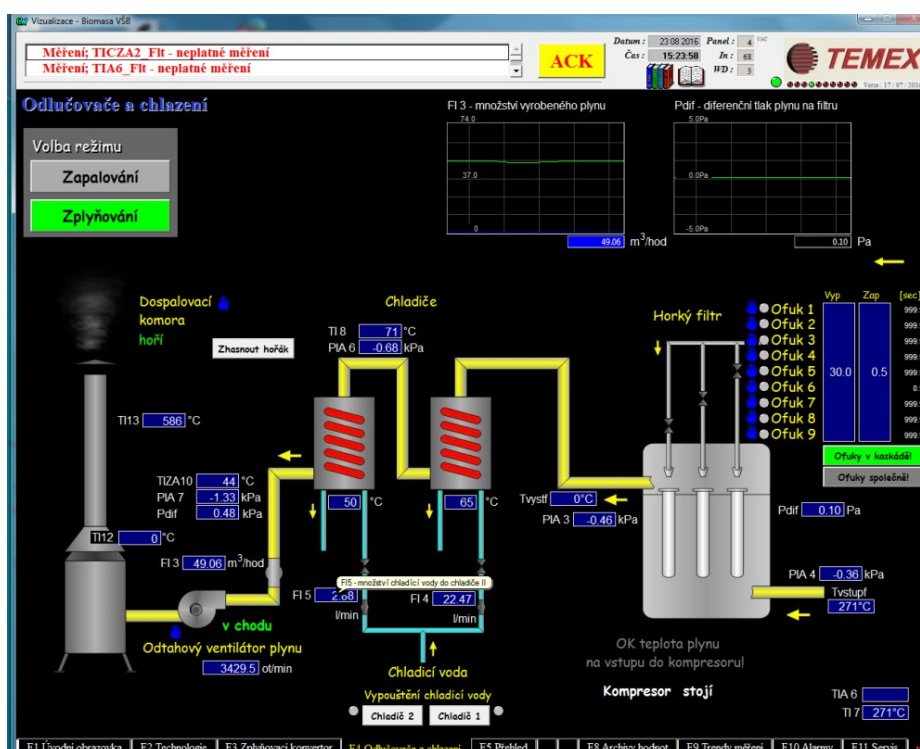
paliva při konstantním množství zplyňovacího vzduchu. Případná změna zplyňovacího poměru se projeví v generátoru zvýšením či snížením teploty (se zvyšující se hodnotou λ zplyňovacího poměru bude teplota stoupat a naopak), a proto je možno regulovat celý proces dle údajů z vhodně umístěného termočlánku. Toto řešení umožňuje provádět zkoušky zplyňování paliva při různých zplyňovacích teplotách.

Instalace se skládá ze zásobníku paliva s objemem $0,7 \text{ m}^3$, v jehož spodní části je umístěn šnekový dopravník připojený ke generátoru. V zásobníku je zabudováno protiklenbovací zařízení. Uvnitř generátoru je druhý vertikální šnek dopravující palivo do lože. Médium používaným v procesu je vzduch, jehož přiváděné množství je měřeno hmotnostním průtokoměrem. Tento vzduch je přiveden tangenciálně do spodní části generátoru nad rošt. Generátorový plyn opouští generátor v jeho horní části a je veden do vodních chladičů, kde je zchlazen na teplotu cca $200 \text{ }^{\circ}\text{C}$ – přípustnou pro následující odtahový ventilátor. Instalace tedy pracuje v podtlaku, který je vytvořen tímto ventilátorem. Plyn je následně transportován do spalovací komory, kde je po smísení se vzduchem spalován. Odběrné místo pro odběr vzorků dehtů a prachu je instalováno na výstupním potrubí ihned za generátorem. Odběrné místo pro analýzu plynu je instalováno za odtahovým ventilátorem.

Celá technologie je monitorována a řízena z velínu, kde je instalován systém SCADA (budova č. I VEC). Ukázky vizualizací SCADA systému technologie tak, jak je vidí obsluha velínu, je na následujících obrázcích.



Obrázek 23 – Ukázka vizualizace SCADA systému řízení experimentálního zařízení – obrazovka „Zplyňovací konvertor“



Obrázek 24 – Ukázka vizualizace SCADA systému řízení experimentálního zařízení – obrazovka „Odlučovače a chlazení“

Zařízení bylo původně navrženo pro automatický provoz s tím, že zásah operátora by byl potřeba pouze v případě, že některá hodnota technologického režimu překročí přípustnou hodnotu (dojde k audiovizuální výstraze). Pokud by došlo k dalšímu růstu odchylky, systém by automaticky experimentální zařízení bezpečně odstavil. Bohužel úpravami prováděnými po skončení prvního projektu, na který byl systém měření a regulace navrhnout, a odpojením části technologie po ukončení některých dalších projektů, lze experimentální zařízení provozovat pouze v manuálním režimu s nepřetržitou přítomností operátora na velínu. Ten musí regulovat veškeré klíčové parametry procesu a dle aktuálního vývoje trendů měřených veličin je neustále přizpůsobovat požadovanému experimentálnímu režimu provozu.

Všechny měřené hodnoty jsou zaznamenávány do databáze SCADA systému, kterou lze zobrazit jako trendy na obrazovce, resp. přenést na datovém nosiči do jiného PC ke zpracování, např. pomocí tabulkového procesoru.

6. ZPROVOZNĚNÍ EXPERIMENTÁLNÍHO ZAŘÍZENÍ

6.1 PŘEDPOKLADY ZPLYŇOVÁNÍ TAP NA EXPERIMENTÁLNÍM ZAŘÍZENÍ PRO ZPLYŇOVÁNÍ BIOMASY

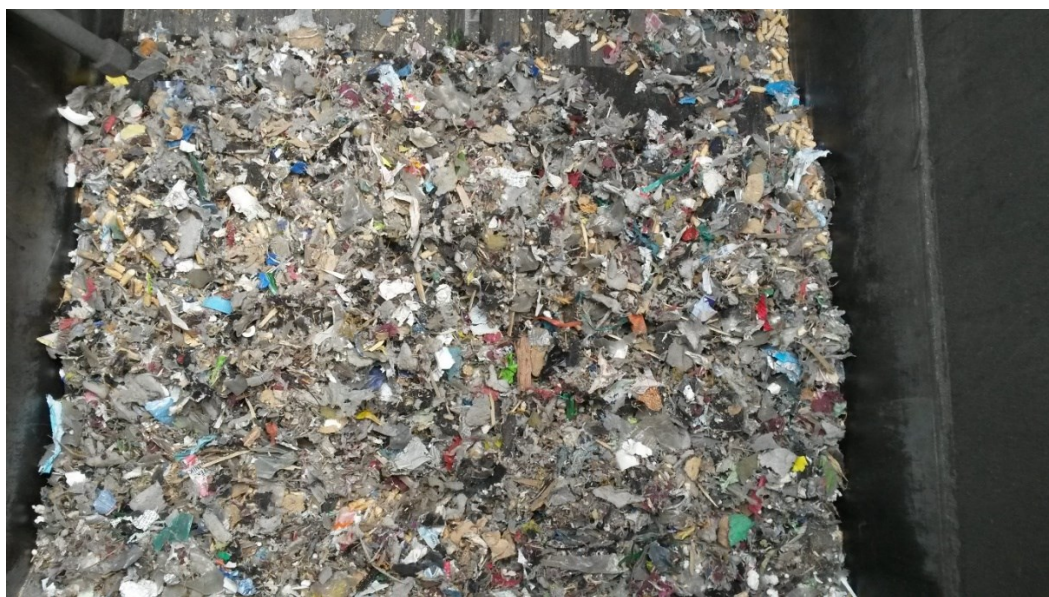
Dosud bylo zařízení provozováno pro zplyňování biomasy ve formě pelet a na toto palivo bylo i zařízení konstruováno. Rozdílem oproti dosavadnímu provozu je tak přechod na zplyňování TAP. Je tedy nezbytné znát vlastnosti zpracovávaného TAP a ověřit, zda současné podávací schopnosti šnekových dopravníků jsou pro TAP vyhovující. Dále je potřeba mít zpracovaný:

- 1) postup přípravy zařízení před uvedením do provozu,
- 2) postup uvedení zařízení do provozu.

6.1.1 VLASTNOSTI POUŽITÉHO PALIVA A JEHO PŘÍPRAVA

Pro potřeby experimentu bylo použito palivo PALOZO II vyráběné ve společnosti OZO Ostrava s.r.o. Jedná se o certifikovaný výrobek o rámcově daných chemických a fyzikálních parametrech. Certifikát je udělen Technickými Laboratořemi Opava a.s. a je pravidelně obnovován [82].

Vstupními materiály pro TAP PALOZO II, viz obrázek 25, jsou odpady kategorie O. Převážně se jedná o odpadní plasty, dřevo a dřevotřískové materiály, odpadní textil, stavební izolační pásy a papír.



Obrázek 25 – TAP PALOZO II při zkouškách podávacích schopností dopravníků

Veškeré vstupní odpady jsou předem laboratorně analyzovány tak, aby po úpravě na výrobní lince výsledný produkt dosáhl požadovaných parametrů ve stanoveném rozsahu [83].

Výroba probíhá tak, že veškeré vyhovující odpady, které jsou přijímány k výrobě PALOZO II, jsou po zvážení a zaevidování nejprve uloženy v podzemních velkokapacitních zásobnících. Následně jsou odpady dopravovány k první úpravě v primárním drtiči, poté se podrcený materiál pomocí magnetického separátoru zbaví feromagnetických částí, které mohou být v přijímaném odpadu ukryty. Dále je odpad dopraven do vzduchového třídiče, kde se z odpadu odstraní kusy s velkou měrnou hmotností [83]. Odpad ze vzduchového třídiče dále pokračuje k optickému třídiči, který slouží k odstranění odpadu s obsahem chlóru. Následuje sekundární drtič, který zajistí homogenizaci a konečnou úpravu výrobku tak, aby měly jeho parametry i při kontinuální výrobě minimální odchylky.

Dodržování stanovených parametrů výrobku PALOZO II je pravidelně kontrolováno jak v laboratořích společnosti OZO Ostrava s.r.o., tak ve vlastních laboratořích jednotlivých odběratelů [84]. Vyrobené TAP PALOZO II je v současné době využíváno ve společnostech Cement Hranice, a.s. a CARMEUSE Czech Republic s.r.o.

Tabulka 4 – Deklarované chemické a fyzikální vlastnosti TAP PALOZO II dle výrobce [85,83]

	A^d	S_t^d	H_t^d	C_t^d	Cl	Q_i^r	Q_s^r
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[MJ/kg]	[MJ/kg]
PALOZO II	12,63	0,03	7,95	59,51	0,18	23,7	25,49

Dodané palivo nebylo potřeba dále pro potřeby zkoušek (experimentu) upravovat. Palivo bylo vždy přivezeno pouhý týden před experimentem, aby se omezila změna vlastností paliva dlouhou dobou skladování ve vytápěných prostorech, a tím byla zaručena co největší shoda se stavem, kdy bylo složení paliva analyzováno po výrobě v OZO Ostrava s.r.o.

Použité TAP PALOZO II v experimentech mělo složení uvedené v tabulce 5.

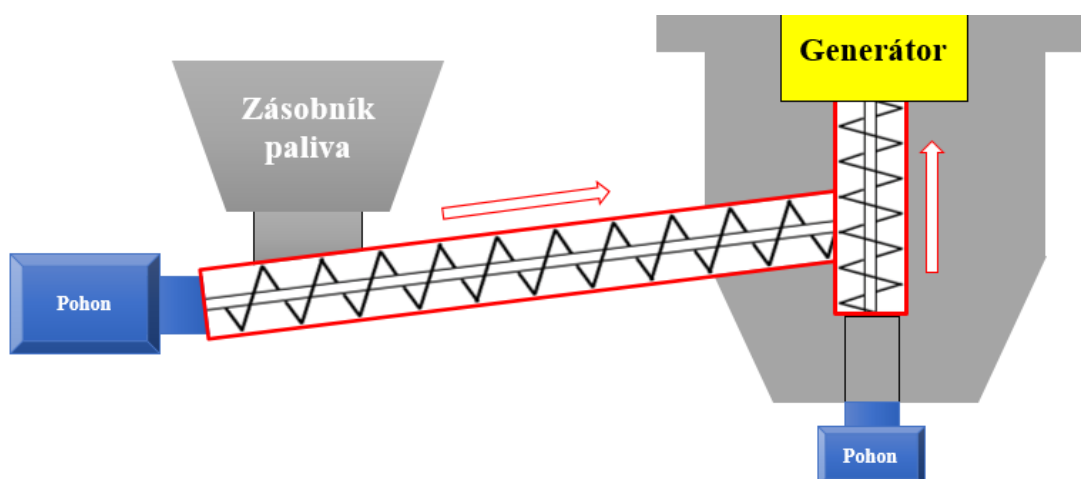
Tabulka 5 – Chemické a fyzikální vlastnosti TAP PALOZO II z rozboru vzorku paliva provedeného v laboratořích VEC

	C^r	H^r	O^r	N^r	S^r	W^r	A^r	Q_i^r	Q_s^r
	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[MJ/kg]	[MJ/kg]
PALOZO II	56,08	6,75	18,70	0,01	0,25	7,5	10,7	24,2	25,8

6.1.2 OVĚŘENÍ PODÁVACÍ SCHOPNOSTI ŠNEKOVÝCH DOPRAVNÍKŮ PALIVA

Stěžejním pro celé řešení disertační práce bylo ověření, zda lze použít již existující systém přívodu paliva do generátoru i pro TAP PALOZO II, které má naprosto jiné vlastnosti než dosud používaná paliva v tomto zařízení. Jedná se především o obsah velmi měkkých materiálů a příměsí různých provázků, šňůrek apod., které se mohou namotat na podávací šneky a způsobit ucpání dopravních cest paliva v nedostupných místech.

Dále bylo nutno ověřit, zda palivo nebude klenbovat v zásobníku paliva, a zda charakter TAP neznemožní funkci protiklenbovacího zařízení v zásobníku. Bylo proto přikročeno k realizaci studených zkoušek schopnosti šnekových dopravníků paliva za účelem zjištění, zda se TAP dostane spolehlivě ze zásobníku paliva přes dopravníky do generátoru. Zjednodušené schéma šnekových dopravníků je na obrázku 26.



Obrázek 26 – Zjednodušené schéma šnekových dopravníků

Zda je palivo v generátoru přítomno, bylo zjišťováno propadem paliva do vynašeče popela, kontrolovaného demontovaným servisním otvorem u vynašeče popela. Fotografie z průběhu zkoušek jsou na následujících obrázcích. Na obrázku 27 je prázdný zásobník s protiklenbovacím zařízením. Je zde vidět vodorovný šnek, který je částečně zaplněn testovaným TAP.



Obrázek 27 – Prázdný zásobník paliva s protiklebovacím zařízením

Obrázek 28 ukazuje kontrolní průzor, ve kterém je vidět TAP ve šnekovém dopravníku.



Obrázek 28 – TAP ve šnekovém dopravníku viditelné v kontrolním průzoru

Obrázek 29 zachycuje odběr TAP dopraveného do generátoru přes servisní otvor u vynašeče popela.



Obrázek 29 – Odběr TAP ze servisního otvoru

Studenými zkouškami bylo prokázáno, že šnekové dopravníky spolehlivě dopravují TAP PALOZO II do generátoru, ale že charakter TAP znemožní funkci protiklembovacího zařízení v zásobníku. TAP sice nezadřelo pohybový mechanismus protiklembovacího zařízení v zásobníku, ale díky jiné objemové hmotnosti je pro TAP současné protiklembovacího zařízení v zásobníku neúčinné a pro případný automatický režim by bylo nutné jej inovovat. Pro potřeby řešení této práce bylo přikročeno k pravidelné vizuální kontrole a případnému manuálnímu odstranění klenby vytvořené z TAP.

Aby bylo možné stanovit spotřebu paliva při experimentu, bylo nutno předem provést kalibraci dopravníku paliva pro palivo PALOZO II. Při studených zkouškách vodorovného a svislého šnekového dopravníku bylo zjišťováno množství paliva dopravovaného do autotermního zplyňovacího generátoru (reaktoru). Vodorovný šnekový dopravník může pracovat v rozmezí otáček 0–5 ot/min. Na tento dopravník navazuje svislý šnekový dopravník, který se otáčí 15krát rychleji než vodorovný dopravník (pohony jsou spřaženy). Tím je zabezpečeno, že veškerý materiál dodaný prvním dopravníkem bude vnesen do generátoru.

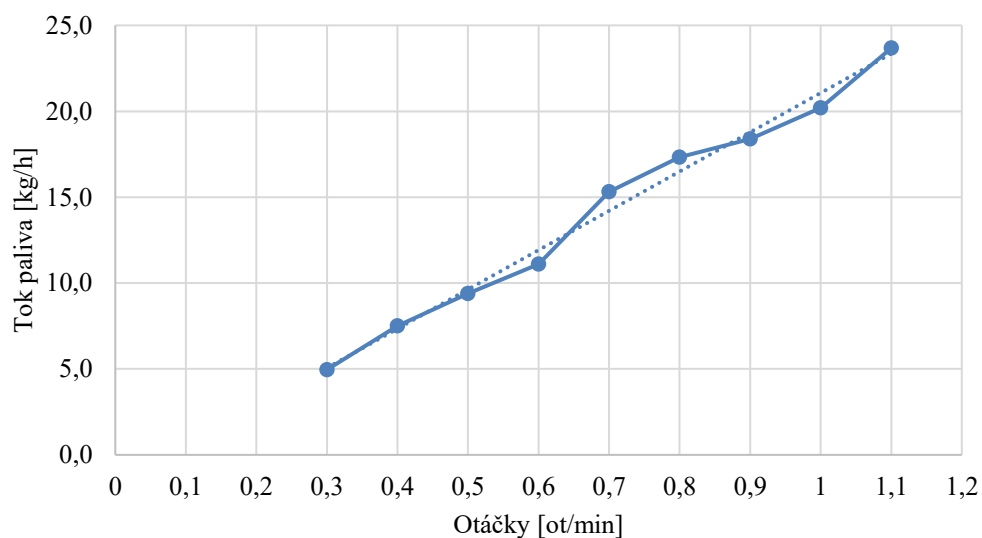
Rozměry šnekových dopravníků:

- vodorovný dopravník – průměr šneku 130 mm, stoupání šneku 150 mm, délka šneku je 1800 mm a šnek je umístěn v trubce čtvercového průřezu o rozměrech 180 x 180 mm,
- svislý dopravník – průměr šneku 90 mm, stoupání šneku 110 mm, délka šneku je 800 mm a šnek je umístěn v trubce kruhového průřezu o průměru 110 mm.

Podávací schopnost šnekového dopravníku paliva byla změřena pro otáčky vodorovného šneku v rozsahu 0,3–1,1 ot/min. Vyšší rychlosti nebyly dle zkušenosti z předchozího provozu na pelety z biomasy měřeny (příkon překračující možnosti generátoru). Naměřené hodnoty hmotnostního toku paliva a vypočteného příkonu v palivu pro PALOZO II jsou uvedeny v tabulkách 6 a 7. Výsledky pak byly zaneseny do grafu závislosti toku paliva na otáčkách (viz graf 1) a do grafu závislosti příkonu v palivu na otáčkách (viz graf 2), které posléze sloužily jako podklad pro dispečerské řízení procesu zplyňování při experimentálním měření.

Tabulka 6 – Záznam měření podávací schopnosti dopravníku paliva

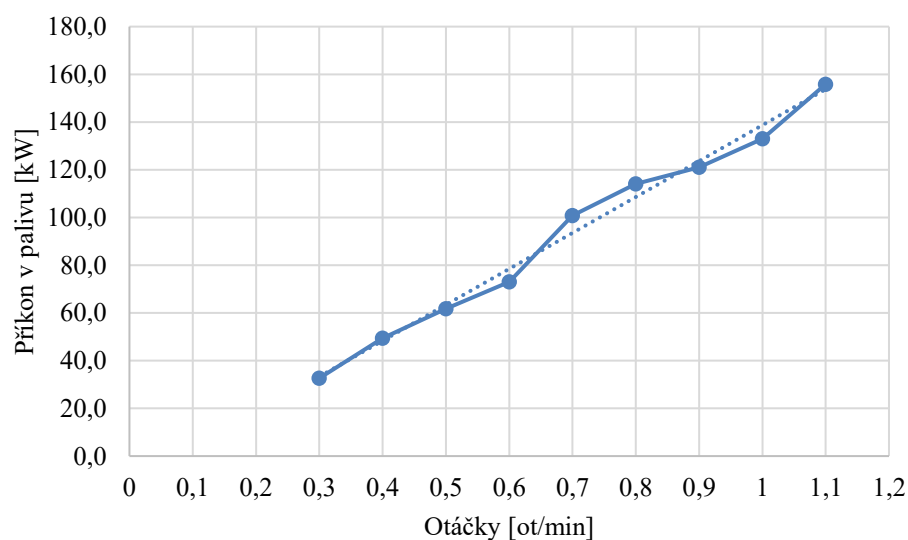
	Hmotnostní tok paliva					
	Měření č. 1	Měření č. 2	Měření č. 3	Měření č. 4	Měření č. 5	Průměr
[ot/min]	[kg/hod]					[kg/hod]
1,1	23,8	24,7	22,9	23,5	23,5	23,7
1	20,8	18,6	21,0	20,5	20,1	20,2
0,9	20,0	17,9	17,5	18,6	18,0	18,4
0,8	17,3	16,6	17,3	17,8	17,6	17,3
0,7	14,7	15,0	14,3	15,4	17,1	15,3
0,6	11,1	10,1	11,2	12,0	11,2	11,1
0,5	8,9	11,0	9,8	7,8	9,6	9,4
0,4	7,9	7,1	8,2	6,9	7,5	7,5
0,3	5,0	4,6	5,4	5,3	4,5	5,0



Graf 1 – Graf závislosti toku paliva na otáčkách

*Tabulka 7 – Vypočtené příkony v palivu pro jednotlivá měření podávací schopnosti
dopravníku paliva*

	Příkon v palivu					
	Měření č. 1	Měření č. 2	Měření č. 3	Měření č. 4	Měření č. 5	Průměr
[ot/min]	[kW]					[kW]
1,1	156,5	162,8	150,7	154,9	154,4	155,9
1	136,9	122,3	138,3	135,2	132,2	133,0
0,9	131,7	117,6	115,0	122,5	118,7	121,1
0,8	114,1	109,2	113,6	117,4	116,1	114,1
0,7	97,1	98,7	94,4	101,2	112,6	100,8
0,6	73,1	66,2	73,9	78,7	73,5	73,1
0,5	58,4	72,2	64,2	51,2	63,0	61,8
0,4	51,7	47,0	53,9	45,2	49,1	49,4
0,3	32,6	30,2	35,8	34,9	29,6	32,6



Graf 2 – Graf závislosti příkonu v palivu na otáčkách

6.1.3 POSTUP PŘÍPRAVY ZAŘÍZENÍ PŘED UVEDENÍM DO PROVOZU

Uvádění experimentálního zařízení do provozu, jehož popis je uveden v kapitole 5, vyžaduje pečlivou přípravu před každou zkouškou (experimentem) a to především proto, že se jedná o potenciálně rizikové zařízení produkující jedovatý a potenciálně výbušný plyn. Postup přípravy zahrnuje celkovou kontrolu a vyčištění rizikových míst, jako jsou kolena a tvarovky na potrubí, výměníky tepla a měřicí prvky. Dále se vyžaduje vyprázdnění zásobníku paliva a dopravníku paliva pro zamezení případnému zahoření. Po údržbě zařízení a vyčištění generátoru se musí vždy provádět vizuální kontrola provedených prací z důvodu možnosti vzniku netěsností a úniku plynu.

Dále musí být zařízení zkontrolováno ve studené fázi z pohledu proudění, tlakových ztrát a údajů čidel, což zobrazuje (i z pohledu trendu) SCADA systém řízení technologie.

Experimentální zařízení mělo pracovat ve dvou automatických režimech (spalování – zplyňování), které přepíná operátor. Tento automatický režim však kvůli úpravám prováděným po skončení prvního projektu, na který byl systém měření a regulace navrhnut (a odpojením části technologie po ukončení dalších projektů), není funkční.



Obrázek 30 – Generátor experimentálního zplyňovacího zařízení

6.1.4 POSTUP UVEDENÍ ZAŘÍZENÍ DO PROVOZU

Navržený postup uvedení zařízení do provozu při použití TAP vychází ze zkušenosti při zplyňování biomasy v tomto zařízení. Nejsou v něm však zohledněna některá rizika, která jsou zmíněna na konci této kapitoly.

Po provedení kontroly, vyčištění a ověření správnosti údajů se naplní zásobník paliva experimentálního zařízení. Palivo je pak pomocí dvou šnekových dopravníků dopravováno do generátoru, dokud není dosaženo potřebné vrstvy pro zapálení v generátoru. Toto je signalizováno změnou barvy ukazatele „Hladiny 1“ ve vizualizaci systému SCADA technologie. Toto je možné také ověřit pohledem přes průhledítka. Poté se šnekové dopravníky vypínají a vrstva paliva se zapálí pomocí propan-butanového hořáku, který se do generátoru vsouvá zapalovacím uzavíratelným otvorem.

Po zapálení paliva je zapnut odtahový ventilátor na 800–1000 ot/min. Po rozhoření paliva, což je signalizováno zvyšováním teploty v generátoru, je hořák vytažen a zapalovací otvor je uzavřen. Výkon ventilátoru je postupně zvyšován a k tomu jsou opět zapínány šnekové dopravníky na odpovídající rychlost (rychlost přísunu paliva odpovídá výkonu ventilátoru ze závislosti dodávaného příkonu v palivu a stechiometrie spalování). Tím je zajištěno rovnoměrné rozhoření celé vrstvy paliva a postupné vyhřívání celé technologie, což omezuje možnost kondenzace vodní páry a dehtů a negativní důsledky s tím spojené.

Proces vyhřívání při použití TAP PALOZO II trvá cca 2 hodiny od zapálení do ustálení teploty v celé technologii. Po dosažení požadované teploty na úrovni cca 900 °C ve střední části generátoru je generátor naplněn palivem do ukazatele „Hladiny 2“ ve vizualizaci systému SCADA technologie, tím je dosažena odpovídající vrstva lože pro zahájení procesu zplyňování. Poté se snižují otáčky ventilátoru, čímž se omezí přísun vzduchu a vytvoří se podmínky pro režim zplyňování. Stabilního procesu zplyňování v experimentálním zařízení při zplyňování TAP PALOZO II by mělo být dosaženo po cca 1 hodině od zahájení zplyňovacího režimu.

Je nutné pravidelně kontrolovat hladinu paliva v zásobníku a doplňovat ho. Zároveň je potřeba hlídat, zda palivo netvoří klenbu a případně ji mechanicky odstraňovat.

Stabilitu procesu lze ověřovat i sledováním teploty spalin v dopalovací komoře, jejíž fotografie je na obrázku 31.



Obrázek 31 – Dopalovací komora experimentálního zplyňovacího zařízení

6.2 UVEDENÍ EXPERIMENTÁLNÍ JEDNOTKY DO PROVOZU

Před samotným zprovozněním experimentálního zplyňovacího zařízení vyvstalo několik otázek (rizik), na které nebylo možné nalézt odpovědi studenými zkouškami nebo jinými postupy. Jednalo se např. o to, zda při provozní teplotě nenastane ucpání vertikálního šnekového dopravníku nataveným TAP. Dle vlastností/složení TAP PALOZO II jsem spoléhal na to, že palivo k tomu, na základě jeho vlastností není náchylné, a proto nebyly provedeny žádné speciální pokusy pro ověření tohoto jevu. Dále vyvstala otázka vhodnosti použitého roštu pro jiný materiál než biomasu. Vzhledem k tomu, že neexistoval žádný jednoduchý postup, jak tuto skutečnost ověřit, rozhodl jsem se raději pro ověření pokusem.

Hlavním cílem uvedení experimentální jednotky do provozu bylo ověřit předpoklady, že postupy přípravy a uvedení zařízení do provozu jsou správně navrženy, a bude možné podle nich postupovat při experimentálních měřeních za účelem zjištění důležitých parametrů zplyňování – složení a kvalita plynu, toky energií. Především bylo však potřeba ověřit, že zahřátí zařízení na provozní teplotu neovlivní podávací schopnosti šnekových dopravníků paliva a experimentální zařízení bude regulovatelné v potřebném rozsahu a bude tak možné provedení všech potřebných experimentů.

6.2.1 POZNATKY Z UVEDENÍ DO PROVOZU

Zařízení bylo uváděno do provozu dle postupu uvedeného v kapitolách 6.1.3. a 6.1.4.

Při uvádění do provozu ve fázi vyhřívání generátoru na provozní teplotu se po čase začala výrazně zvyšovat teplota pod roštem v prostoru u vynašeče popela. Vzhledem k tomu, že tato část zařízení není opatřena žárobetonem, byl pokus raději předčasně ukončen z důvodu rizika poškození zařízení. Byl zastaven přísun paliva a zapnut dopravník odvodu popela na maximální otáčky. Dopravníkem pak odcházel i žhavý/hořící TAP, viz obrázek 32. I přes tato opatření trvalo 5 hodin, než teplota začala klesat a dosáhla běžné provozní hodnoty.



Obrázek 32 – Vynášení hořícího TAP šnekovým dopravníkem

Po vyhodnocení události jsem zjistil, že příčinou problému byl propad paliva otvory roštu ke šneku pro odvod popela. Při uvádění do provozu s TAP se tedy v generátoru nedařilo dosáhnout hladiny 1, potřebné pro zapálení paliva propan-butanovým hořákem, bez toho, aby TAP propadalo pod rošt (hladiny 1 bylo dosaženo tehdy, až se celý prostor pod roštem zaplnil TAP). Toto bylo vyřešeno zvýšením rychlosti otáček horizontálního šnekového dopravníku, dodávajícího palivo do generátoru na hodnotu 3 ot/min (vertikální dopravník je s ním spřažen a není nutné mu nastavovat otáčky). Palivo nad roštem se „zaklenbovalo“ a již nepropadávalo.

Po dosažení hladiny 1 byl přísun paliva zastaven a byl zapnut šnekový dopravník pro odvod popela, čímž bylo zpod roštu odstraněno propadnuté palivo, které by se mohlo zapálit a přesunout tak hoření do míst bez ochranné vrstvy žárobetonu. Tímto způsobem bylo při dalším pokusu zařízení uvedeno do provozu, zapáleno a vyhřáto na provozní teplotu. Po vyhřátí generátoru na provozní teplotu již nedocházelo k nežádoucímu propadu nezreagovaného TAP pod rošt. Pro zvýšení provozní bezpečnosti byl však šnek odvodu popela zapnut neustále pro odvod případného propadnutého nezreagovaného TAP.

Tento postup jsem poté znovu otestoval a pro další experimenty bylo zařízení uváděno do provozu tímto způsobem.

Zařízení bylo otestováno v režimu zplyňování pro různé výkony generátoru. Ověřil jsem si tím možnosti regulace výkonu a potvrdil reálnost provedení experimentů za účelem určení nejvyšší účinnosti.

6.3 SHRUTÍ POZNATKŮ ZE ZPROVOZNĚNÍ EXPERIMENTÁLNÍHO ZAŘÍZENÍ

První uvedení experimentálního zařízení do provozu ukázalo nutnost úpravy postupu uvedení do provozu. Další pokusy však prokázaly, že po úpravě tohoto postupu je provoz zařízení na TAP bezpečný a je možné provedení potřebných experimentálních měření za účelem zjištění složení plynu.

Neprojevily se tak možné obavy, např. ucpávání vertikálního dopravníku nataveným TAP nebo omezení regulovatelnosti pouze na část rozsahu, což by mělo zásadní dopady na realizaci plánovaných experimentů.

7. EXPERIMENTÁLNÍ MĚŘENÍ

7.1 POPIS EXPERIMENTU

Cílem této části výzkumu bylo provedení experimentů pro různé zplyňovací teploty za účelem získání podrobných informací o procesu zplyňování TAP v zařízení, a především dat pro výpočet účinnosti procesu.

Vedle údajů ukládaných v SCADA systému zařízení, se jedná především o výsledky měření:

- složení vyrobeného plynu,
- koncentrace TZL ve vyrobeném plynu,
- koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu,
- stanovení nedopalu v popelu.

Zařízení bylo uváděno do provozu dle postupu popsáno v kapitole 6. Při experimentech bylo použito palivo TAP PALOZO II. Zplyňované TAP bylo do zásobníku podle potřeby dosypáváno pomocnou obsluhou zařízení. Autor práce (vedoucí experimentu) řídil systém technologie přes vizualizaci systému SCADA z velína. Po uvedení zařízení do provozu, vyhřátí generátoru na provozní teplotu a instalaci měřících aparatur bylo přikročeno k přechodu do zplyňovacího režimu. Po stabilizaci zplyňovacího procesu bylo zahájeno provedení experimentů pro různé zplyňovací teploty. Při pokusu pracovala experimentální zplyňovací jednotka v autotermním režimu. Dle reálných provozních možností byly zvoleny teploty 750, 800, 850 a 950 °C. Pro každou zplyňovací teplotu (TI4), byl pomocí změn rychlostí odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min měněn výkon generátoru.

Z důvodu optimalizace nákladů byly vzorky pro určení koncentrace TZL i dehtů ve vyrobeném plynu odebírány při každé zplyňovací teplotě v ustáleném režimu pouze jednou, a to při 3000 ot/min odtahového ventilátoru; obdobně i stanovení nedopalu v popelu. Tato úroveň byla zvolena proto, že přibližně odpovídá výkonu, na který bylo zařízení původně navrženo. Lze také předpokládat, že v tomto režimu bude zplyňovací proces stabilní a výsledky porovnatelné s výsledky předešlých měření zplyňování biomasy na tomto zařízení (provedených v rámci jiných výzkumných a vývojových prací).

Vzhledem k dlouhému času pro uvedení zařízení do provozu (cca 2 hodiny) a času nutnému pro stabilizaci procesu zplyňování při zadané teplotě zplyňování (cca 2 hodiny), byly experimenty prováděny několik dní, přičemž se v některé dny nepodařilo experiment provést (z důvodu provozních poruch zplyňovacího zařízení nebo měřicí aparatury). Celkem si provedení experimentů přímo u zařízení vyžádalo 14 pracovních dní tří vědeckých pracovníků.

7.2 URČENÍ SLOŽENÍ VYROBENÉHO PLYNU

Koncentrace plynných složek v plynu byla měřena kontinuálním multikomponentním analyzátozem GAS 3100 Syngas. Tento analyzátor je vybaven třemi typy detektorů pro určení jednotlivých plynných složek.

První je nedisperzivní dvoupraskový infračervený detektor NDIR fungující na principu absorpce infračerveného záření vybranými plynnými složkami. Míra absorpce je přímo úměrná množství daného plynu ve vzorku. Tento detektor je vhodný pro určení obsahu oxidu uhelnatého CO, methanu CH₄, oxidu uhličitého CO₂ a vyšších uhlovodíků C_nH_m.

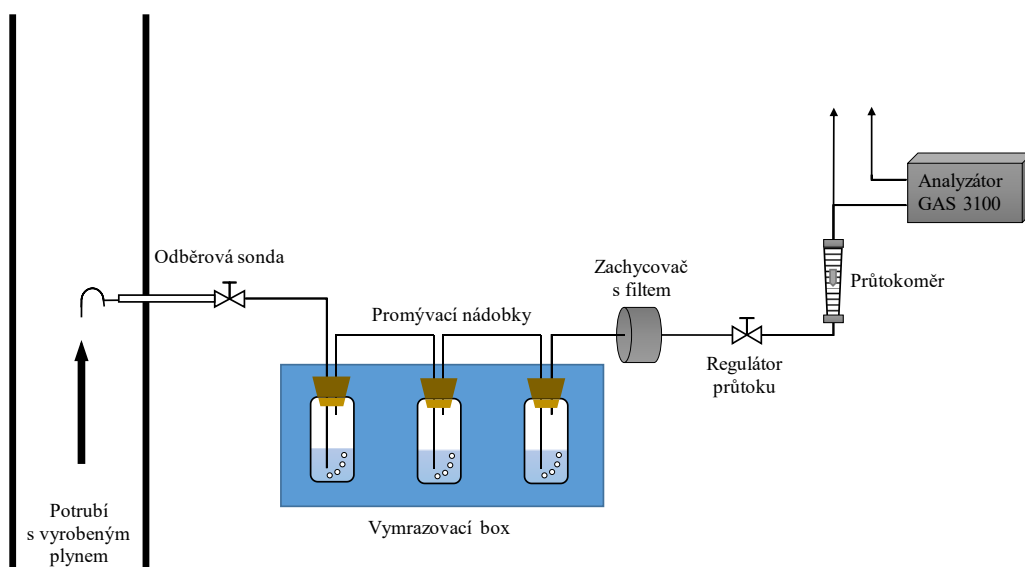
Tepelně vodivostní detektor TCD pracuje na základě porovnání tepelné vodivosti vzorku a referenčního plynu (vzduchu). Vyhřívaný termistor nebo platinové vlákno je vystaveno působení měřeného plynu, druhý identický měrný prvek je uzavřen v komůrce s referenčním plynem. Pokud je tepelná vodivost měřeného plynu vyšší než referenčního plynu, teplota měrného prvku se sníží (a naopak). Tyto změny způsobují změny elektrického odporu, které se měří pomocí můstkového zapojení. V analyzátoru se využívá pro stanovení obsahu vodíku H₂.

Pro stanovení obsahu kyslíku O₂ se v analyzátoru využívá elektrochemického senzoru ECD. Tento senzor je složen z katody, anody a elektrolytu. Přes propustnou membránu, udržující elektrolyt v měřící cele, difunduje do elektrolytu kyslík O₂. Tento kyslík pak reaguje s elektrolytem, za vzniku elektrického proudu, který je přímo úměrný koncentraci kyslíku v plynné směsi.

Koncentrace složek byly měřeny a ukládány v 30sekundových intervalech do interní paměti analyzátoru. Po připojení analyzátoru k PC s obslužným programem byla databáze

archivována za účelem vyhodnocení. Před každým novým měřením byl přístroj zkalibrován napřed čistým dusíkem a poté kalibračním plynem (kalibrační směs firmy LINDE).

Analyzátor je schopen měřit složení vzorků suchého plynu zbaveného nežádoucích látek (zejména dehtů a prachu). Proto je vzorek plynu odebírán sondou s kulovým ventilem, následují tři promývací nádobky umístěné ve vymrazovacím boxu, které slouží pro vysrážení veškerých dehtovitých látek a vlhkosti. Za nimi je zařazen vyhřívaný zachycovač s filtrem ze skleněných vláken, na němž jsou zachyceny zbývající tuhé částice a část dehtových látek. Odběrová trať dále pokračuje silikonovou hadicí do průtokoměru plynu (ve skleněném panelovém provedení) pro měření okamžitého toku odebíraného plynu. Panelový průtokoměr je vybaven škrticím/redukčním ventilem pro nastavení požadovaného průtoku. Z důvodu ochrany proti přetlaku vstupujícího plynu je samotný analyzátor GAS 3100 Syngas za průtokoměrem připojen pomocí T-kusu. Čerpadlo v analyzátoru zajišťuje stálý průtok vzorku jeden litr za minutu. Schéma sestavy přístrojů pro měření plyných složek je na obrázku 33, na dalším obrázku je fotografie sestavy přístrojů.



Obrázek 33 – Schéma sestavy přístrojů pro měření plyných složek



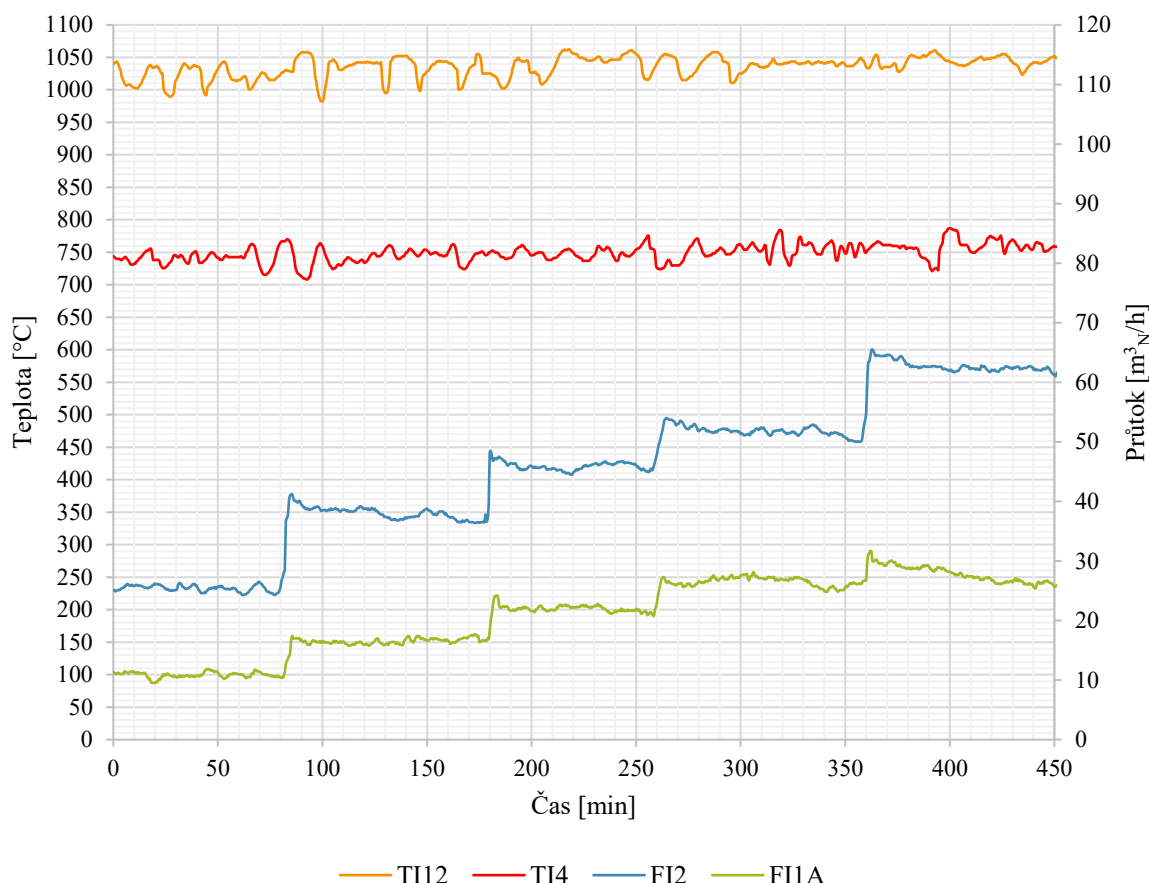
Obrázek 34 – Fotografie části sestavy přístrojů pro měření plyných složek

Jak jsem již uvedl výše, při pokusu pracovala experimentální zplyňovací jednotka v autotermním režimu. Pro každou zplyňovací teplotu (TI4), tj. při úrovních 750, 800, 850 a 950 °C, jsem pomocí změn rychlostí odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min měnil výkon generátoru.

Výsledky analýzy plynu jsou uvedeny v následujících kapitolách.

7.2.1 ZPLYŇOVACÍ TEPLOTA 750 °C

Na grafu 3 je pro zplyňovací režim při teplotě 750 °C zobrazen průběh zplyňovací teploty TI4 a teploty ve spodní části dopalovací komory TI12, která sloužila pro rychlou provozní kontrolu, zda probíhá zplyňovací proces. V případě, že by teplota TI12 poklesla až na hodnotu cca 400 °C, znamenalo by to, že zařízení již nepracuje ve zplyňovacím režimu. Dále jsou v grafu zobrazeny průběhy průtoků vyrobeného plynu FI2 a nasávaného vzduchu FI1A tak, aby byly vidět okamžiky změny rychlosti odtahového ventilátoru.

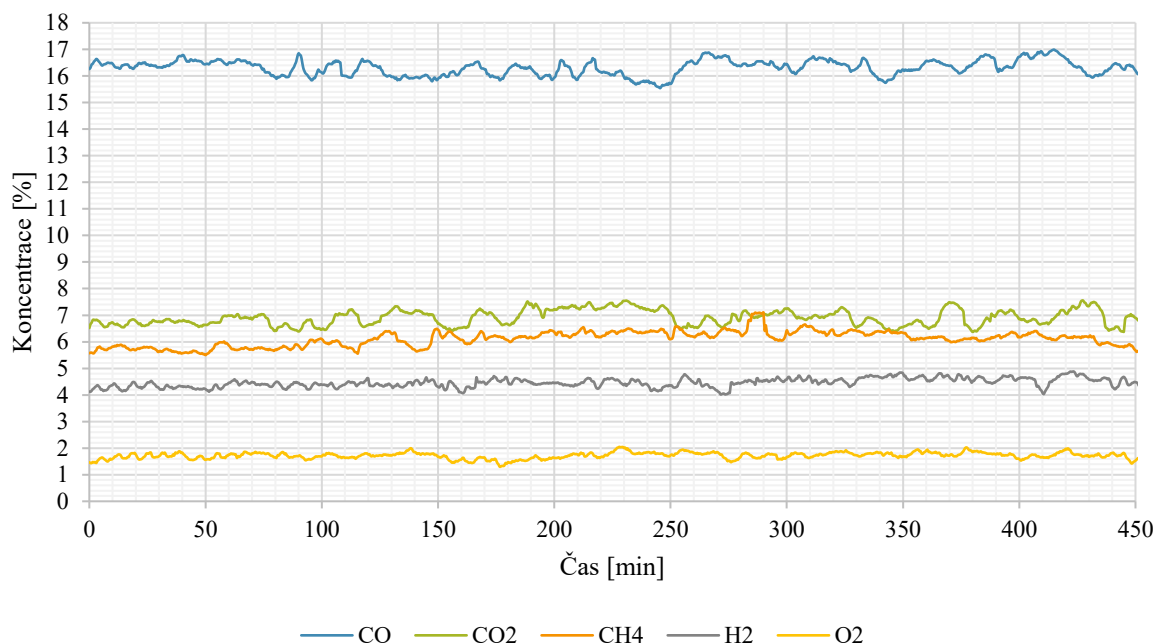


Graf 3 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 750 °C

Okamžiky změn výkonů zařízení, realizované pomocí změn rychlosti otáček odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min, jsou reprezentovány skokovými změnami v průtocích vyrobeného plynu FI2 a nasávaného vzduchu FI1A.

V grafu lze pozorovat, že maximální odchylky od požadované teploty TI4 = 750 °C jsou cca + 28 °C a - 38 °C a vyskytují se především ve dvou oblastech. Z provozního hlediska to

tedy není významný vliv změn výkonu na udržení zvolené zplyňovací teploty. Je to pravděpodobně díky tomu, že výkon generátoru byl zvyšován po relativně malých krocích.



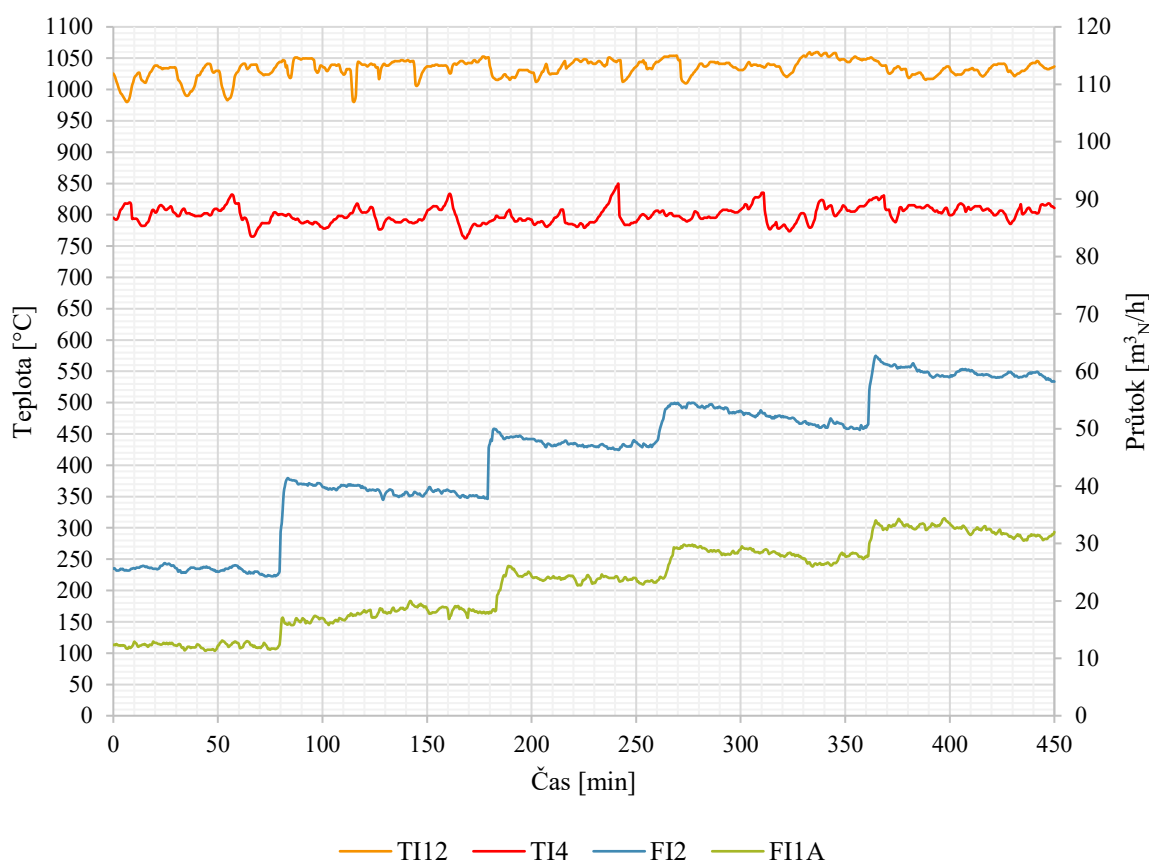
Graf 4 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 750 °C

V grafu 4 je průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 750 °C. Průměrné koncentrace během experimentu při zplyňovací teplotě 750 °C byly CO = 16,31 %, CO₂ = 6,91 %, CH₄ = 6,1 %, H₂ = 4,46 % a O₂ = 1,71 %. Koncentrace dalších uhlovodíků C_nH_m nebyly zjištěny.

Nelze pozorovat vliv změn rychlostí odtahového ventilátoru na koncentrace jednotlivých složek plynů v průběhu experimentu, neboť v časových úsecích změn FI2 a FI1A se výrazně nezměnily koncentrace složek plynu.

7.2.2 ZPLYŇOVACÍ TEPLOTA 800 °C

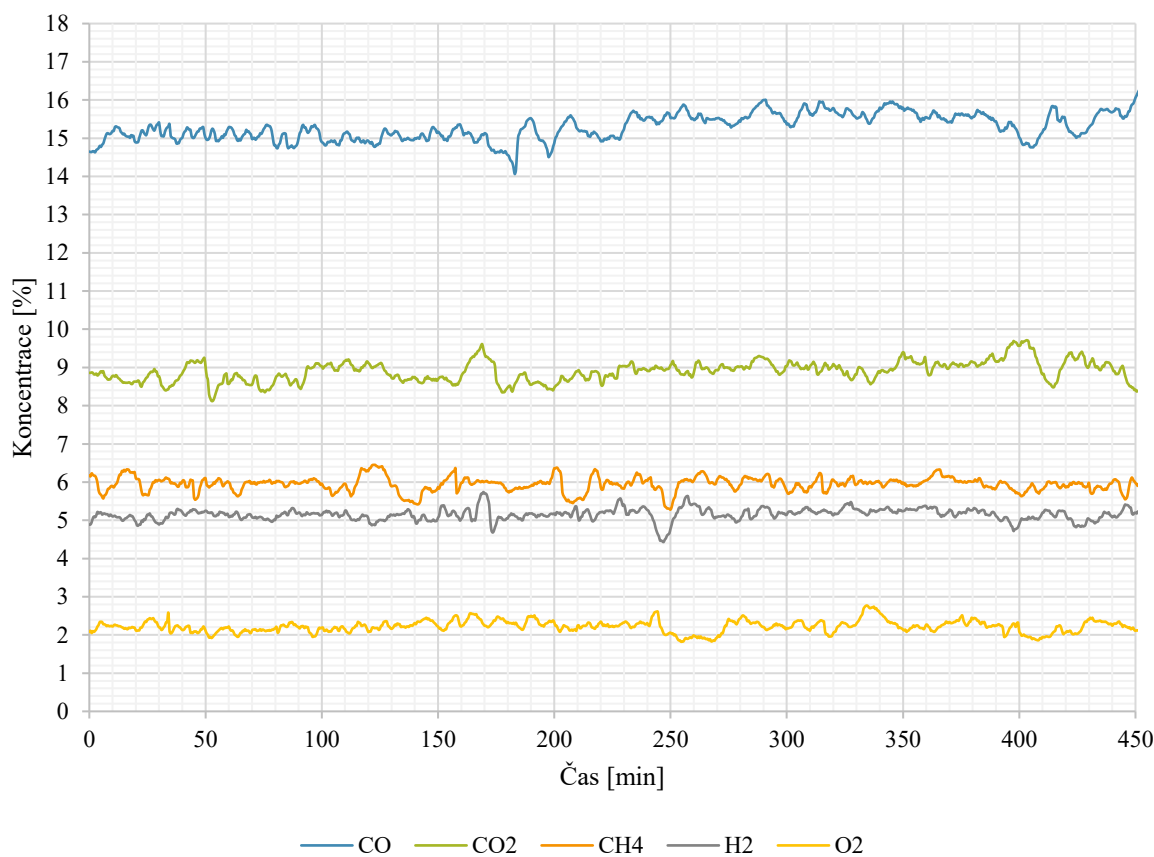
Obdobně jako v předcházející kapitole je pro zplyňovací režim při teplotě 800 °C zobrazen průběh zplyňovací teploty TI4 a teploty ve spodní části dopalovací komory TI12. Aby byly vidět okamžiky změn rychlostí otáček odtahového ventilátoru, jsou na grafu 5 zobrazeny průběhy průtoků FI2 a FI1A. Skokové změny v průtocích vyrobeného plynu FI2 a nasávaného vzduchu FI1A tedy představují změny rychlosti otáček odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min.



Graf 5 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 800 °C

Z grafu lze pozorovat zhoršení stability teplot v redukční zóně. Maximální odchylky od požadované teploty jsou cca + 46 °C a - 36 °C. Odchylky od požadované zplyňovací teploty TI4 lze pozorovat během celého experimentu s mírným zlepšením při nejvyšším výkonu. Nelze tak předpokládat, že by zhoršování stability mělo příčinu ve zvyšování výkonu (otáček ventilátoru). Z provozního hlediska tedy není významný vliv změn výkonu na udržení zvolené zplyňovací teploty.

Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 800 °C zobrazuje graf 6.



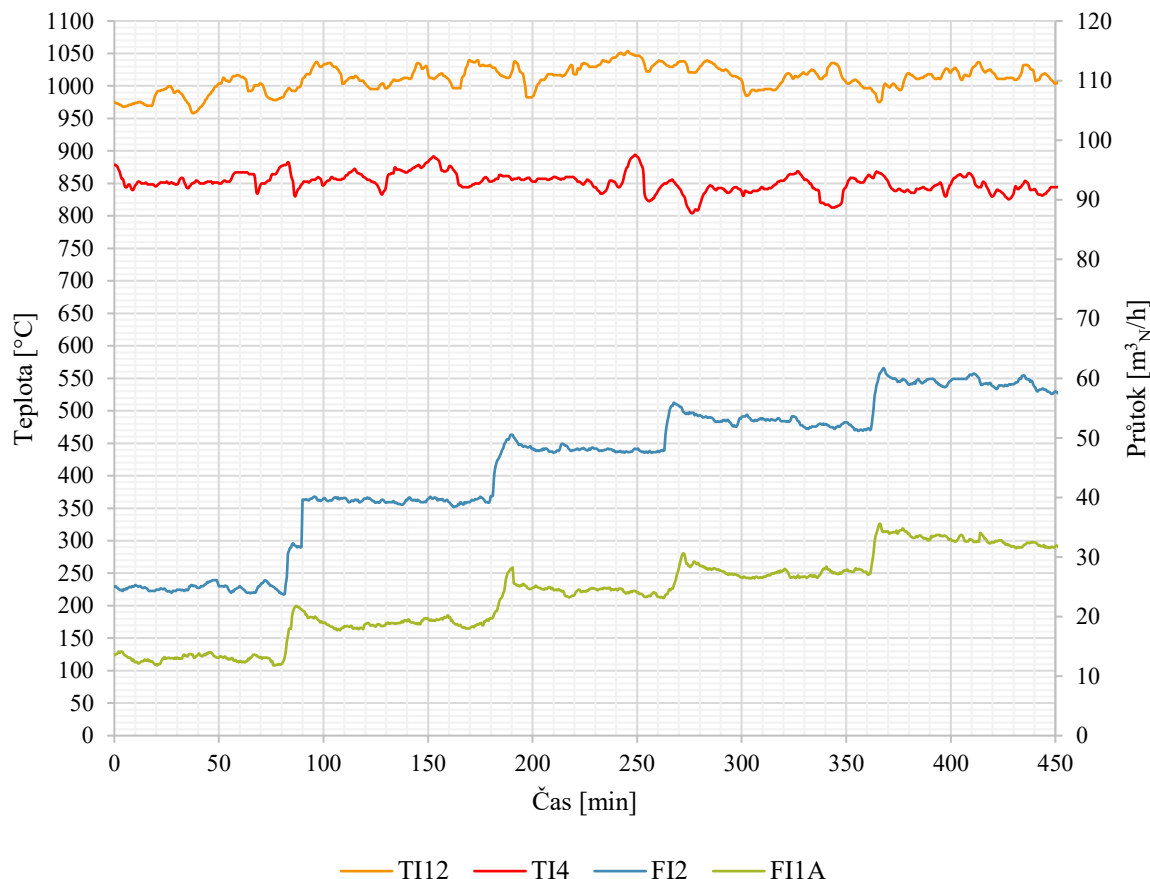
Graf 6 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 800 °C

Průměrné koncentrace během experimentu při zplyňovací teplotě 800 °C byly CO = 15,32 %, CO₂ = 8,9 %, CH₄ = 5,94 %, H₂ = 5,16 % a O₂ = 2,22 %. Koncentrace dalších uhlovodíků C_nH_m nebyly zjištěny.

Nelze pozorovat vliv změn rychlostí odtahového ventilátoru na koncentrace jednotlivých složek plynů v průběhu experimentu, neboť v časových úsecích změn FI2 a FI1A se výrazně nezměnily koncentrace složek plynu. Je to pravděpodobně způsobeno tím, že se vliv změn neprojevil na změnách teploty. Výkyvy ve složení vyrobeného plynu jsou tak spíše způsobeny případnou nehomogenitou paliva a jeho možnou nerovnoměrnou dodávkou do generátoru, případně ne úplně homogenní vrstvou paliva v generátoru – lehké palivo při vyšším průtoku plynu může změnit uspořádání ve vrstvě paliva – po novém uspořádání se produkce plynu ustálí.

7.2.3 ZPLYŇOVACÍ TEPLOTA 850 °C

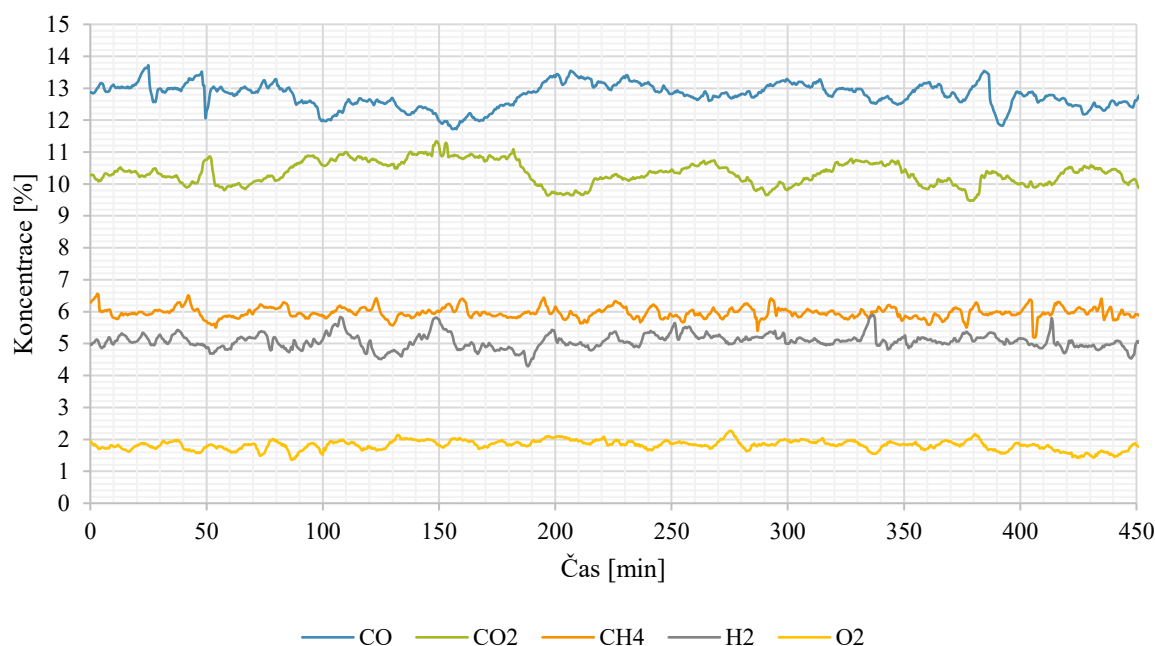
Graf 7 pro zplyňovací režim při teplotě 850 °C opět zobrazuje průběh teplot TI4, TI12 a dále průběhy průtoků vyrobeného plynu FI2 a nasávaného vzduchu FI1A.



Graf 7 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 850 °C

V grafu 7, stejně jako v předchozí kapitole, lze rozpoznat změny rychlosti otáček odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min, tyto změny jsou reprezentovány skokovými změnami v průtocích FI2 a FI1A.

Opět lze pozorovat odchylky od požadované zplyňovací teploty TI4 během celého experimentu. Nelze tak předpokládat, že by zhoršování stability mělo příčinu ve zvyšování výkonu (otáček ventilátoru). Maximální odchylky od požadované teploty jsou cca + 37 °C a - 5 °C. Z provozního hlediska tedy není významný vliv změn výkonu na udržení zvolené zplyňovací teploty.

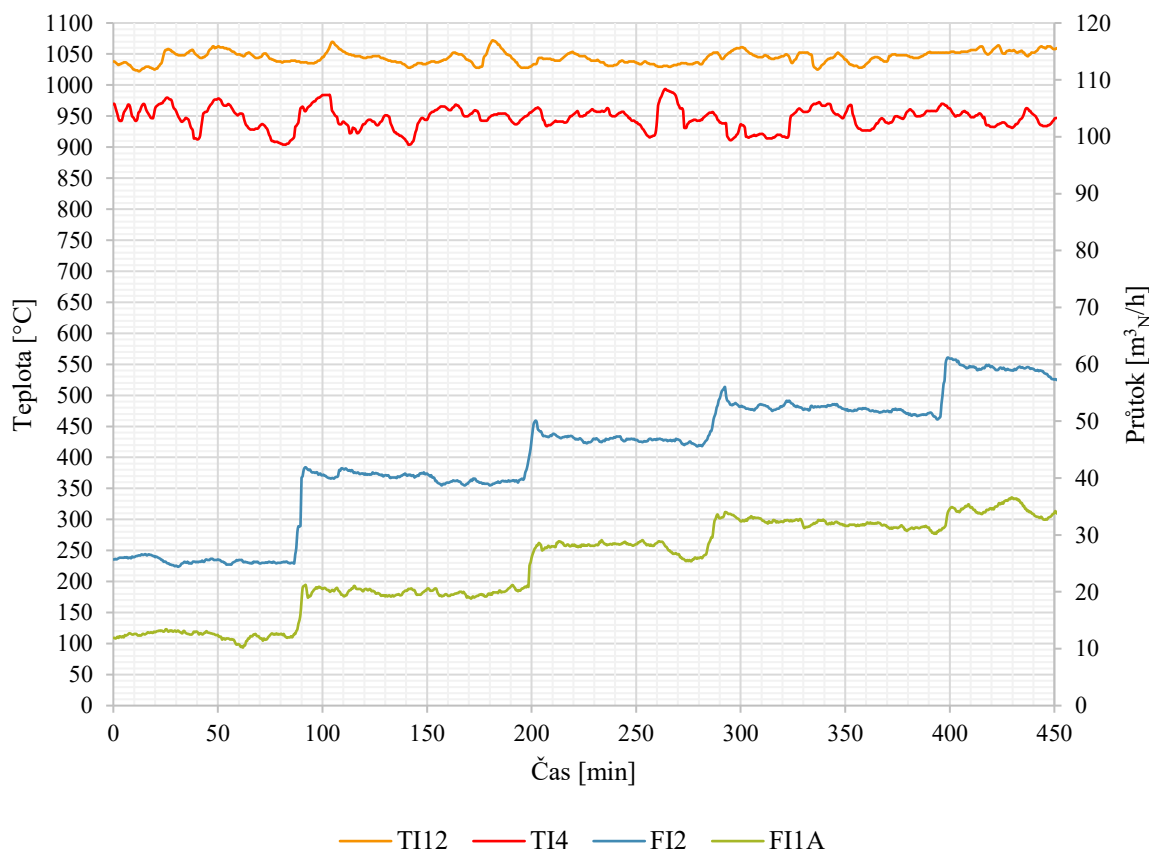


Graf 8 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 850 °C

Průměrné koncentrace během experimentu při zplyňovací teplotě 850 °C byly CO = 12,78 %, CO₂ = 10,32 %, CH₄ = 5,97 %, H₂ = 5,08 % a O₂ = 1,81 %. Koncentrace dalších uhlovodíků C_nH_m nebyly stanoveny. V časových úsecích změn FI2 a FI1A se výrazně nezměnily koncentrace složek plynu, nelze tak pozorovat vliv změn rychlostí odtahového ventilátoru na koncentrace jednotlivých složek plynů v průběhu experimentu.

7.2.4 ZPLYŇOVACÍ TEPLOTA 950 °C

Na grafu 9 je zobrazen průběh teplot TI4, TI12 a průběhy průtoků FI2 a FI1A pro zplyňovací režim při teplotě 950 °C.



Graf 9 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 950 °C

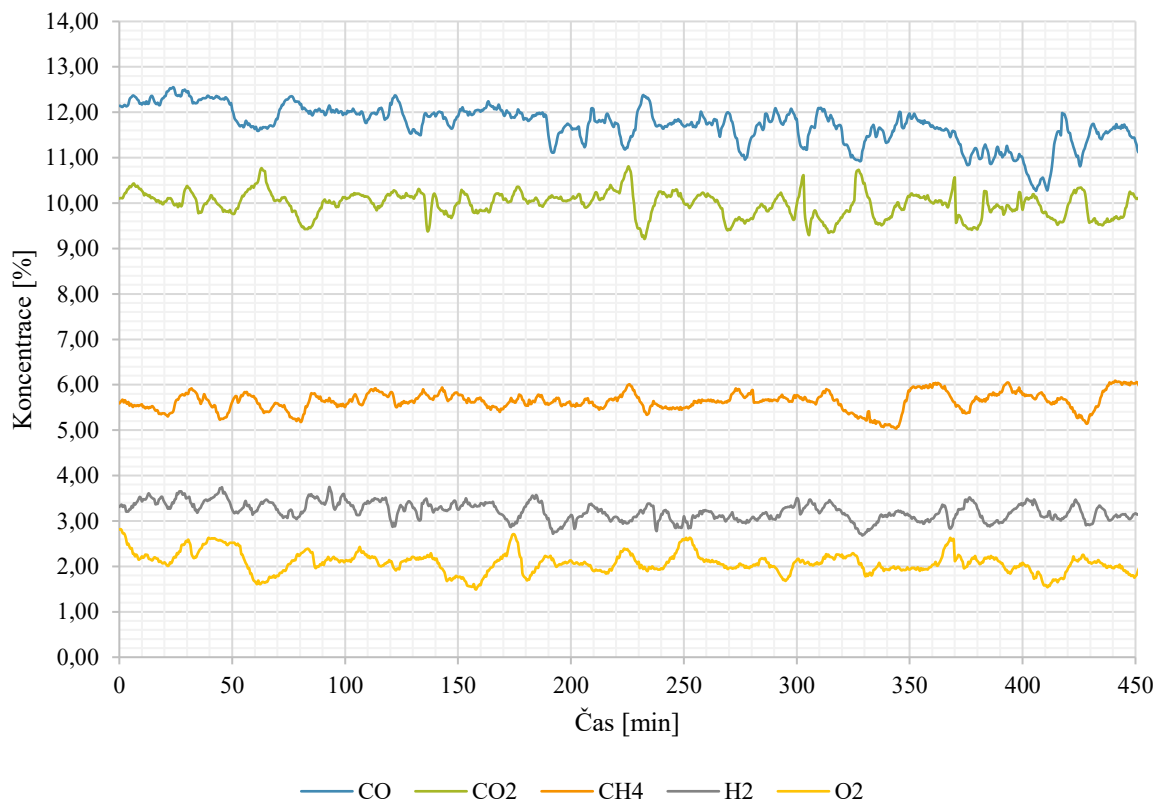
Teplota ve spodní části dopalovací komory TI12 sloužila během experimentu pro rychlou provozní kontrolu, zda probíhá zplyňovací proces. Aby byly vidět okamžiky změn rychlostí odtahového ventilátoru, jsou v grafu zobrazeny průtoky vyrobeného plynu FI2 a nasávaného vzduchu FI1A. Okamžiky změn výkonů zařízení, realizované změnou otáček ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min, jsou představovány skokovými změnami v průtocích FI2 a FI1A.

Z provozního hlediska nebyl pozorován významný vliv změn výkonu na udržení zvolené zplyňovací teploty, a to díky tomu, že výkon generátoru byl zvyšován po relativně malých krocích.

V grafu lze oproti přechozím experimentům pozorovat vysokou nestabilitu (ustalování TI4 probíhá delší dobu). Maximální odchylky od požadované teploty TI4 = 950 °C jsou

cca + 41 °C a - 45 °C. Opět lze pozorovat odchylky od požadované zplyňovací teploty TI4 během celého experimentu. Vysoká nestabilita v provozu při této teplotě byla pak zřejmě způsobena spečením popela při vyšších teplotách. Nelze tak opět pozorovat vliv zvyšování výkonu (otáček ventilátoru) na udržení zvolené zplyňovací teploty.

Koncentrace plynů během režimu se zplyňovací teplotou 950 °C jsou vidět na grafu 10.



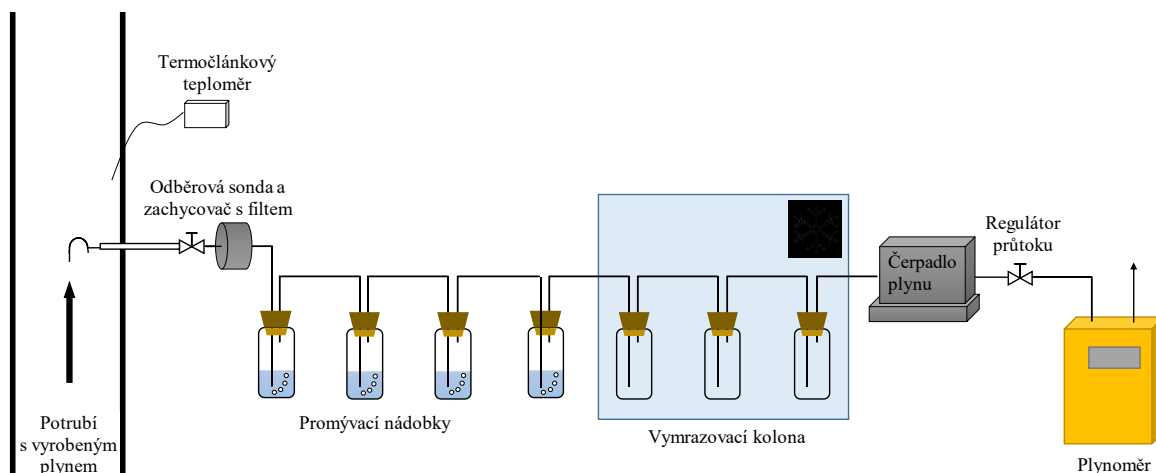
Graf 10 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 950 °C

Průměrné koncentrace během experimentu při zplyňovací teplotě 950 °C byly CO = 11,71 %, CO₂ = 9,98 %, CH₄ = 5,63 %, H₂ = 3,21 % a O₂ = 2,09 %. Koncentrace dalších uhlovodíků C_nH_m nebyly zjištěny. Nelze pozorovat vliv změn rychlostí odtahového ventilátoru na koncentrace jednotlivých složek plynů v průběhu experimentu, neboť v časových úsecích změn FI2 a FI1A se výrazně nezměnily koncentrace složek plynu.

7.3 URČENÍ KONCENTRACE TZL VE VYROBENÉM PLYNU

Měření koncentrace tuhých znečišťujících látek v plynu bylo prováděno upravenou gravimetrickou aparaturou podle ČSN ISO 9096. Vzorek plynu byl odebírán sondou s kulovým ventilem, za kterou byl zařazen vyhřívaný zachycovač s filtrem ze skleněných mikrovláken, na němž byly zachyceny tuhé částice a část dehtových látek. Teplota plynu v místě odběru se měřila termočlánkem před a po měření. Po zachycení tuhých částic byl odsátý plyn zaveden do promývacích nádobek s isopropanolem a vymrazovací kolony (tvořené nádobkami roztoku s ledem a solí). V těchto nádobkách byla zachycena většina vodní páry obsažené v plynu ve formě kondenzátu. Z tohoto kondenzátu (část kondenzátu v isopropanolu) se stanovil obsah vodní páry v plynu. Odběrová trať dále pokračovala silikonovou hadicí do čerpadla plynu a membránového plynoměru, mezi nimiž byl zařazen regulátor průtoku. Z membránového plynoměru pak byl plyn vyveden do ovzduší na volném prostranství.

Schéma odběrové aparatury je uvedeno obrázku 35.



Obrázek 35 – Schéma odběrové aparatury pro stanovení TZL a dehtů

Vzhledem k použití stejné aparatury i pro zjištění dehtů probíhala obě měření současně. Po skončení odběru byl filtr se zachycenými prachovými částicemi s dehtem přenesen do vzorkovnice a tvořil vzorek pro stanovení obsahu prachu a také první část obsahu dehtovitých látek (druhá část bude zmíněna v následující kapitole). Použité filtry ze skleněných mikrovláken byly za účelem stanovení tuhých částic s dehtem před dalším laboratorním zpracováním vysušeny a zváženy.

Dehtové látky, adsorbované na tuhých částicích (první část vzorku), byly z filtru ze skleněných mikrovláken extrahovány isopropanolem v Soxhletově extraktoru. Následně byl skleněný filtr se zachycenými částicemi vysušen při teplotě 105 °C do konstantní hmotnosti a zvážen pomocí analytických vah.



Obrázek 36 – Odběrová aparatura pro stanovení TZL



Obrázek 37 – Odběrové místo TZL s osazenou sondou a vyhříváným zachycovačem

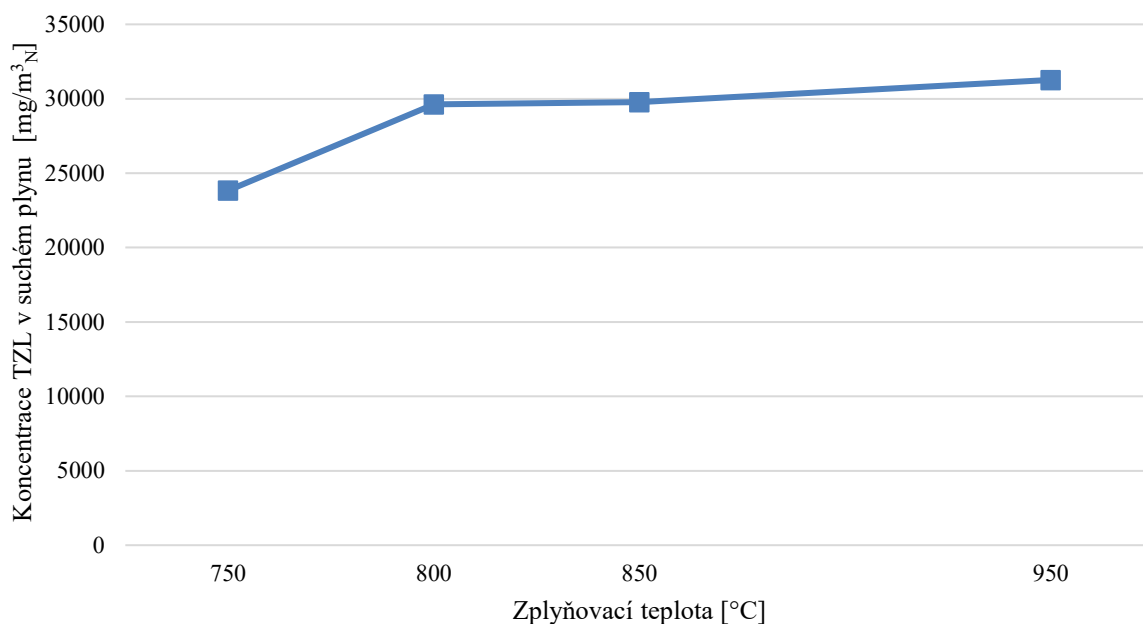
Obsah TZL byl měřen za účelem určení optimálních provozních parametrů. Měření bylo provedeno při teplotách 750, 800, 850 a 950 °C. Z důvodu optimalizace nákladů byly vzorky pro určení koncentrace TZL odebírány při každé zplyňovací teplotě v ustáleném režimu při 3000 ot/min odtahového ventilátoru. Tato úroveň byla zvolena, jelikož přibližně odpovídá výkonu, na který bylo zařízení původně navrženo. Lze také předpokládat, že v tomto režimu bude zplyňovací proces stabilní a výsledky porovnatelné s výsledky předešlých měření zplyňování biomasy na tomto zařízení (provedených v rámci jiných vědeckých prací).

Měření koncentrace TZL probíhalo vždy po stabilizaci zplyňovacího procesu při požadované teplotě. Po celou dobu měření při dané teplotě bylo zařízení provozováno za přibližně konstantních podmínek.

Koncentrace TZL byla stanovena jako podíl hmotnosti zachycených TZL k objemu odsátého suchého plynu přepočteného na normální podmínky (0 °C; 101,3 kPa). Jejich koncentrace ve vzorcích odebraných při jednotlivých zplyňovacích teplotách jsou uvedeny v tabulce 8 a graficky znázorněny v grafu 11.

Tabulka 8 – Výsledky měření koncentrace TZL za generátorem

Teplota v generátoru	[°C]	750	800	850	950
Označení vzorku	-	OTZL75	OTZL80	OTZL85	OTZL95
Koncentrace H ₂ O v plynu	[% obj.]	6,31	3,55	8,70	3,87
Objem odsátého množství vlhkého plynu při odběru TZL	[m ³ _N]	0,02	0,18	0,12	0,52
Hmotnost zachycených TZL	[mg]	0,57	5,18	3,24	15,69
Koncentrace TZL ve vlhkém plynu při normálních podmínkách	[mg/m ³ _N]	22 332	28 575	27 178	30 055
Koncentrace TZL v suchém plynu při normálních podmínkách	[mg/m ³ _N]	23 835	29 627	29 770	31 265



Graf 11 – Závislost koncentrace TZL ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě

Průměrná hodnota koncentrace TZL v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem je cca 29 g/m³_N. Nejvyšší hodnota byla naměřena 31265 mg/m³_N u vzorku OTZL95 odebraném při zplyňovací teplotě 950 °C.

Používané palivo má ve srovnání s dřevěnými peletami, na které bylo zařízení původně navrženo, nízkou sypnou hmotnost, což pravděpodobně způsobuje jeho rozpadání na malé části a vlivem vysokého průtoku plynu generátorem dochází k unášení značného množství prachu. Lze pozorovat trend, že se zvyšující se teplotou stoupá obsah TZL v plynu.

U provedených měření při zplyňování biomasy na této experimentální zplyňovací jednotce bylo také pozorováno, že se zvyšující se teplotou se mírně zvyšuje obsah TZL v plynu [36]. Lze tak říci, že toto se potvrdilo i pro zplyňování TAP. Ve srovnání s koncentracemi TZL při zplyňování biomasy na tomto zařízení jsou však naměřené hodnoty vyšší (u zplyňování biomasy maximum 15000 mg/m³_N při teplotě 950 °C) [36]. Je to dáno především nižší sypnou hmotností paliva a významně vyšším (cca 20krát) obsahem popela v palivu.

7.4 URČENÍ KONCENTRACE DEHTŮ VE VYROBENÉM PLYNU

Měření a laboratorní stanovení gravimetrického dehtu ve vyrobeném plynu bylo prováděno upraveným postupem uvedeným v „ČSN P CEN/TS 15439 Zplyňování biomasy – Dehet a částice v plynných produktech – Vzorkování a analýza“.

Vzorek plynu byl odebírán sondou s kulovým ventilem, za kterou byl zařazen vyhřívaný zachycovač s filtrem ze skleněných mikrovláken, na němž byly zachyceny tuhé částice a část dehtových látek. Po zachycení tuhých částic procházel odsátý plyn čtyřmi promývacími nádobkami naplněnými isopropanolem, ve kterých docházelo k zachycení dehtových látek prošlých vyhřívaným filtrem. Dále následovaly tři promývací nádoby umístěné ve vymrazovacím boxu. Promývací nádoby sloužily pro vysrážení veškerých zbylých dehtovitých látek a vlhkosti. Odběrová trať dále pokračovala silikonovou hadicí do čerpadla plynu a membránového plynoměru, mezi nimiž byl zařazen regulátor průtoku. Z membránového plynoměru pak byl plyn vyveden do ovzduší na volném prostranství.

Celková koncentrace gravimetrického dehtu byla vypočtena jako podíl celkové hmotnosti dehtu zachyceného na tuhých částicích a dehtu prošlého filtrem k objemu suchého plynu odebraného při měření přepočteného na normální podmínky (0 °C, 101325 Pa).

Všechny nevyhřívané části aparatury až k poslední promývací nádobce byly vyrobeny ze skla nebo teflonu, aby byla vyloučena sorpce dehtových látek na stěnách použitých prvků.

Po skončení odběru byl filtr se zachycenými prachovými částicemi s dehtem přenesen do vzorkovnice a tvořil první část složeného vzorku transportovanou do laboratoře (částečně zmíněno již v předchozí kapitole). Druhou částí složeného vzorku jsou oplachy skleněných a teflonových částí měřicí aparatury. Všechny tyto části byly několikrát opláchnuty čistým isopropanolem a všechny kapalné podíly byly přeneseny do laboratoře ve skleněné uzavřené nádobě.

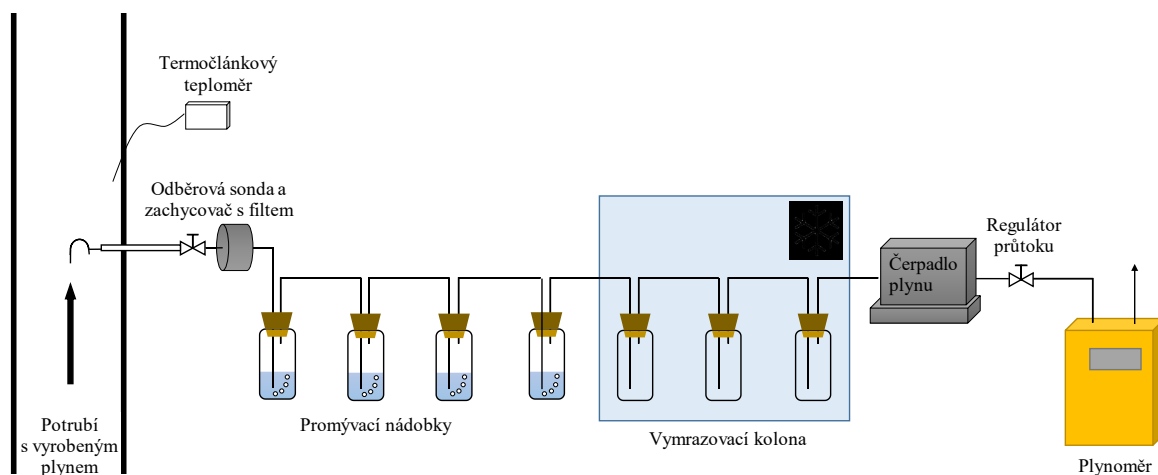
Obsahy dehtů ve vzorcích byly stanoveny v externí zkušební laboratoři.

Použité filtry ze skleněných mikrovláken byly za účelem stanovení tuhých částic s dehtem před dalším laboratorním zpracováním vysušeny a zváženy.

Dehtové látky adsorbované na tuhých částicích (první část složeného vzorku) byly z filtru ze skleněných mikrovláken extrahovány isopropanolem v Soxhletově extraktoru (již zmíněno v předchozí kapitole). Poté byl vzorek, který tvořil isopropanol s rozpuštěnými dehtovými látkami, přefiltrován, zkoncentrován v rotační vakuové odparce (RVO) a převeden

pomocí acetonu do váženky, ve které byl vzorek vysušen (při teplotě 50 °C) a zvážen pomocí analytických vah.

Dehet v kapalném podílu (druhá část složeného vzorku) byl přefiltrován za účelem zbavení případných solí a nerozpustných nečistot, zkoncentrován v RVO a převeden pomocí acetonu do váženky, ve které byl vzorek vysušen (při teplotě 50 °C) a zvážen pomocí analytických vah.



Obrázek 38 – Schéma odběrové aparatury pro stanovení TZL a dehtů



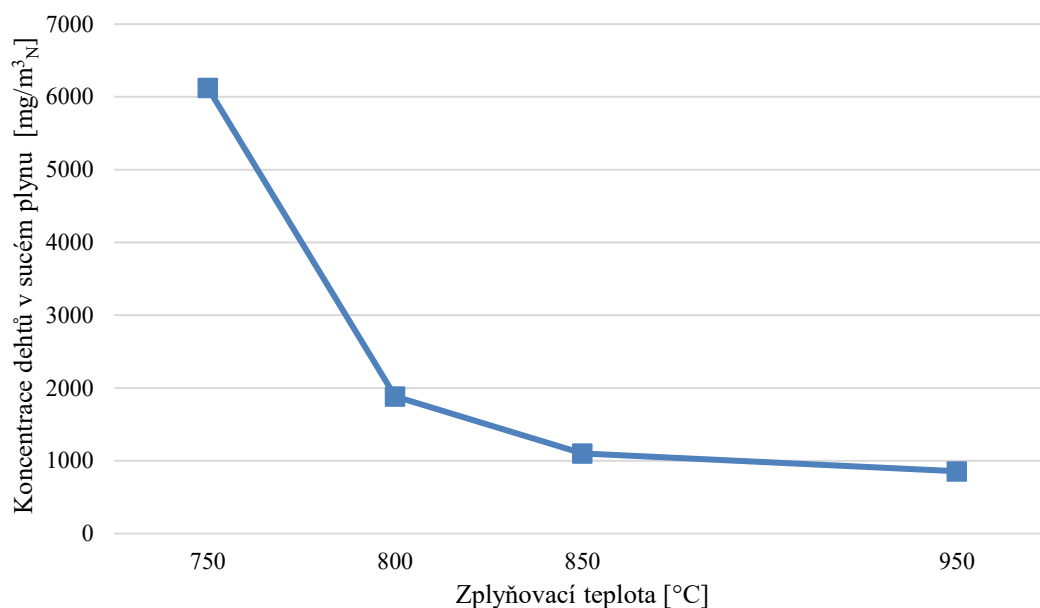
Obrázek 39 – Odběrová aparatura pro stanovení dehtů

Obsah dehtů byl, stejně jako obsah TZL, měřen za účelem určení optimálních provozních parametrů. Měření bylo provedeno při stejných teplotách jako při měření obsahu TZL. Vzorčky pro určení obsahu dehtů byly odebírány při každé zplyňovací teplotě v ustáleném režimu při 3000 ot/min odtahového ventilátoru.

Dehty byly vyhodnoceny dle metodiky externí laboratoře, která je v souladu s protokolem pro měření dehtů, tzv. tar protocol. Koncentrace dehtů ve vzorcích odebraných při jednotlivých zplyňovacích teplotách je uvedena v tabulce 9 a graficky znázorněna v grafu 12.

Tabulka 9 – Obsah dehtů v plynu při různých zplyňovacích teplotách v generátoru

Teplota v generátoru	[°C]	750	800	850	950
Označení vzorku	-	OD75	OD80	OD85	OD95
Koncentrace H ₂ O v plynu	[% obj.]	6,31	3,55	8,70	3,87
Objem odsátého množství vlhkého plynu při odběru dehtů	[m ³ _N]	0,02	0,18	0,11	0,52
Hmotnost zachycených dehtů	[mg]	147	330	120	430
Koncentrace dehtů ve vlhkém plynu při normálních podmínkách	[mg/m ³ _N]	5 739	1 819	1 005	823
Koncentrace dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách	[mg/m ³ _N]	6 125	1 886	1 101	857



Graf 12 – Závislost koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě

Průměrná hodnota obsahu dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem je cca 2500 mg/m³_N. V tomto případě však není průměrná hodnota obsahu dehtů příliš vypovídající, protože je ovlivněna tím, že nebyl testován režim při teplotě 900 °C. Nejvyšší hodnota byla naměřena 6125 mg/m³_N u vzorku OD75 odebraném při zplyňovací teplotě 750 °C, což je zhruba 7krát vyšší hodnota než při teplotě 950 °C.

Ve srovnání s koncentracemi dehtů při zplyňování biomasy na tomto zařízení jsou však naměřené hodnoty vyšší. U zplyňování biomasy byla při teplotě 750 °C koncentrace dehtů 2600 mg/m³_N [36]. To je dáno především jiným chemickým složením paliva.

Jak je z výsledků, tj. z výše uvedené tabulky a grafu, patrné, lze při zplyňování TAP v experimentální jednotce ve VEC sledovat předpokládaný průběh obsahů dehtů v plynu v závislosti na teplotě. Na základě měření s biomasou bylo předpokládáno, že obsah dehtů bude jasně závislý na teplotě uvnitř generátoru (zplyňovací teplotě) s tím, že se zvyšující se teplotou celkové množství dehtů v plynu bude klesat. Primárním zdrojem dehtů v plynu je prchavá hořlavina uvolňovaná při pyrolýze paliva v generátoru. Při vyšších teplotách pak probíhá částečná oxidace primárních produktů pyrolýzy a nastává tak jejich termochemická transformace, čímž se snižuje jejich obsah ve vyrobeném plynu. Toto se při měření projeвило.

7.5 STANOVENÍ NEDOPALU V POPELU

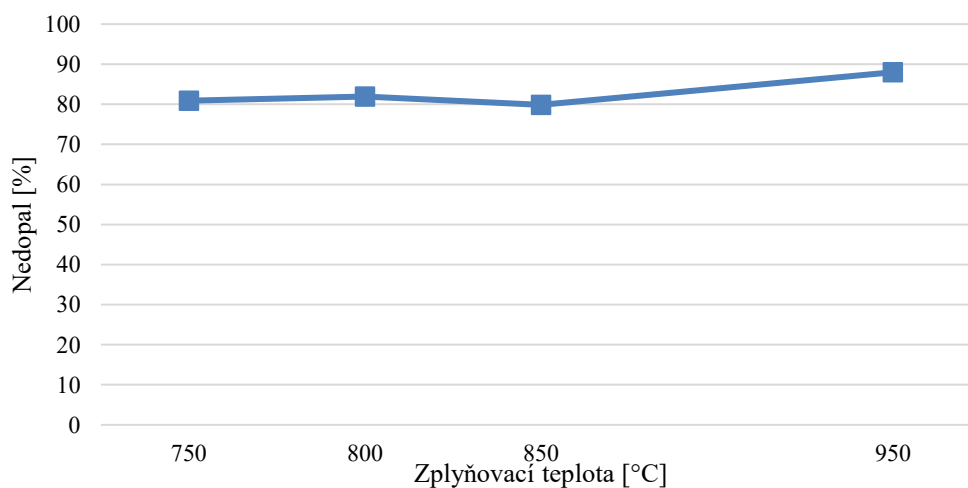
Pro výpočet energetické bilance zařízení je potřeba znát množství popela a množství nedopalu, které je v něm obsaženo. Z důvodu optimalizace nákladů byl hmotnostní tok popela a vzorky pro stanovení nedopalu v popelu odebírány při každé zplyňovací teplotě v ustáleném režimu při 3000 ot/min odtahového ventilátoru. Tuto úroveň jsem zvolil proto, že přibližně odpovídá výkonu, na který bylo zařízení původně navrženo.

Při odběru vzorků pro stanovení nedopalu bylo postupováno podle zásad ČSN 441304. Takto odebrané hrubé vzorky byly upraveny drcením na laboratorní vzorky. Poté byly sušením laboratorních vzorků v elektrické sušárně při teplotě 110 °C do přibližné rovnováhy obsahu vody s okolní atmosférou připraveny analytické vzorky.

U takto připravených analytických vzorků byla vždy provedena analýza dle interní metodiky pracoviště VEC (VECO 004). Výsledky získané z měření a vypočtené hodnoty jsou níže uvedeny v tabulce 10 a graficky znázorněny v grafu 13.

Tabulka 10 – Výsledky analýz nedopalu v popelu

Teplota v generátoru	[°C]	750	800	850	950
Označení vzorku	-	VZN75	VZN80	VZN85	VZN95
Hmotnost nádoby m_0	[g]	72,30	72,57	69,09	70,09
Hmotnost vzorku po sušení s prachem m_1	[g]	70,42	71,09	67,51	68,21
Hmotnost nádoby žíhání m_2	[g]	70,78	71,36	67,83	68,43
Vypočtený obsah popela v analytickém vzorku	[%]	19,10	18,11	20,14	12,01
Stanovená hodnota nedopalu C_{pop}	[%]	80,90	81,89	79,86	87,99



Graf 13 – Závislost nedopalu v popelu na zplyňovací teplotě

Průměrná hodnota nedopalu v popelu vystupujícího ze zařízení je 82,6 %. Nejvyšší hodnota byla naměřena 87,9 % u vzorku VZN95 odebraném při zplyňovací teplotě 950 °C, což není výrazná odchylka od ostatních hodnot.

Průměrná hodnota nedopalu 82,6 % při zplyňování TAP v tomto zařízení je mnohem vyšší hodnota než hodnota nedopalu 65 %, která byla analyticky zjištěna u tohoto zařízení při zplyňování biomasy [86]. Vzhledem k velkému celkovému obsahu popela u TAP, ve srovnání s biomasou, tak bude energie v nedopalu ve vystupujícím popelu představovat větší část ze vstupující energie v palivu. Toto ukazuje sestavená energetická bilance uvedená v následující kapitole.

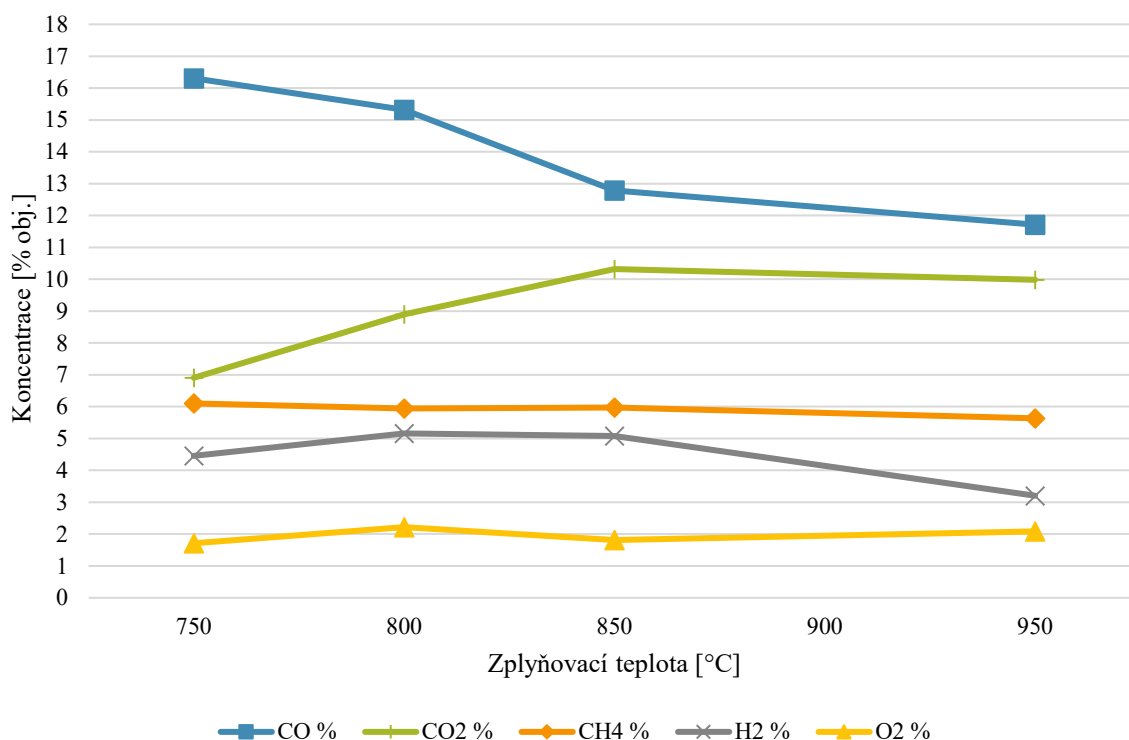
7.6 SHRUTÍ VÝSLEDKŮ EXPERIMENTU

Výsledky analýzy plynu jsou souhrnně uvedeny v tabulce 11. V tabulce je také uvedena zplyňovací teplota v generátoru, při které bylo složení dosaženo, a hodnota vypočtené výhřevnosti suchého plynu za normálních podmínek.

Tabulka 11 – Přehledová tabulka průměrného složení plynu produkovaného při různých teplotách v generátoru

Teplota v generátoru	[°C]	750	800	850	950
Složka plynu					
CO	[%]	16,31	15,32	12,78	11,71
CO ₂	[%]	6,91	8,90	10,32	9,98
CH ₄	[%]	6,10	5,94	5,97	5,63
H ₂	[%]	4,46	5,16	5,08	3,21
O ₂	[%]	1,71	2,22	1,81	2,09
C _n H _m	[%]	-	-	-	-
Výhřevnost Q _i (suchého plynu)	[MJ/m ³ _N]	4,73	4,62	4,30	3,84

Grafické znázornění koncentrací jednotlivých složek ve vyrobeném plynu je v grafu 14. V grafu 14 jsou vynechány koncentrace složek C_nH_m, protože analyzátozem nebyly při experimentech stanoveny.



Graf 14 – Složení vyrobeného plynu v závislosti na zplyňovací teplotě

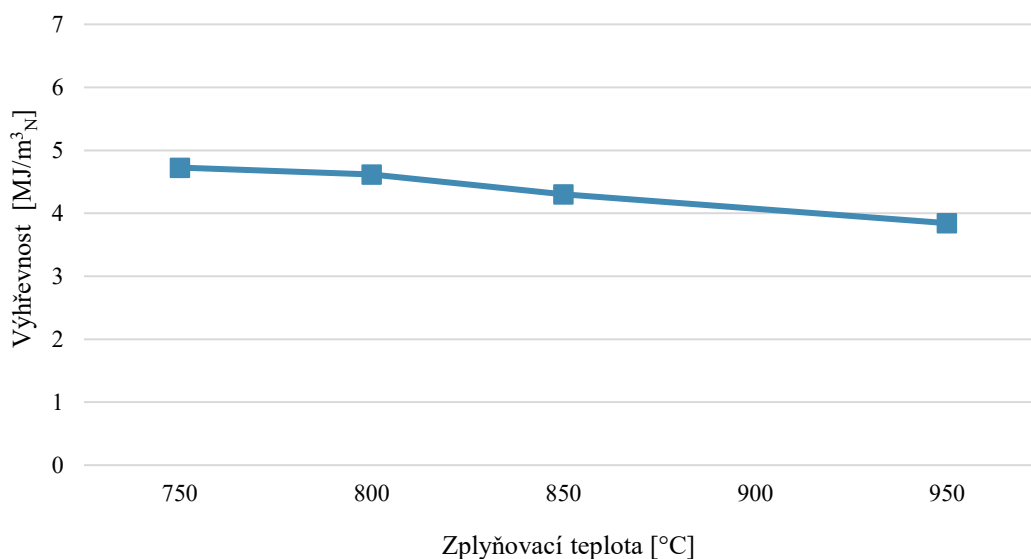
Jak je vidět v grafu 14, koncentrace oxidu uhličitého vzrůstá se vzrůstající teplotou a zároveň koncentrace oxidu uhelnatého klesá. Toto je dáno tím, že generátor je autotermní a se zvyšováním teploty postupně převažují oxidační reakce nad reakcemi redukčními. Tento pokles se u teploty 950 °C výrazně zpomalil, avšak pokud by se podařilo dosáhnout vyšší zplyňovací teploty, lze předpokládat, že by pokles teploty pokračoval.

S rostoucí teplotou rovněž velmi mírně klesá obsah metanu.

Obsah vodíku se vzrůstající teplotou stoupá, protože díky vyšším teplotám v generátoru dochází ke konverzi vodní páry dle rovnice $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$. Tento jev lze pozorovat pouze do teploty cca 850 °C, poté se postupně jeho koncentrace snižuje, neboť pravděpodobně dochází k jeho částečné oxidaci.

Obsah kyslíku v analyzovaném plynu se u všech teplot pohyboval kolem 2 %.

Výsledné hodnoty výhřevnosti (viz graf 15) vyrobeného plynu jsou ovlivněny především tím, že pro dosažení vyšších teplot v generátoru se musí změnit zplyňovací poměr λ proto, aby došlo ke spálení větší části paliva, a tím ke zvýšení zplyňovací teploty.



Graf 15 – Výhřevnost vyrobeného plynu v závislosti na zplyňovací teplotě

Toto spálení části paliva se projeví ve složení vyrobeného plynu a snížení jeho výhřevnosti. To potvrzuje obecné předpoklady procesu zplyňování. Při zplyňovací teplotě 750 °C hodnota výhřevnosti vyrobeného plynu mírně přesahovala 4,7 MJ/m³_N, při maximální provozní teplotě 950 °C byla cca o 20 % nižší (3,8 MJ/m³_N).

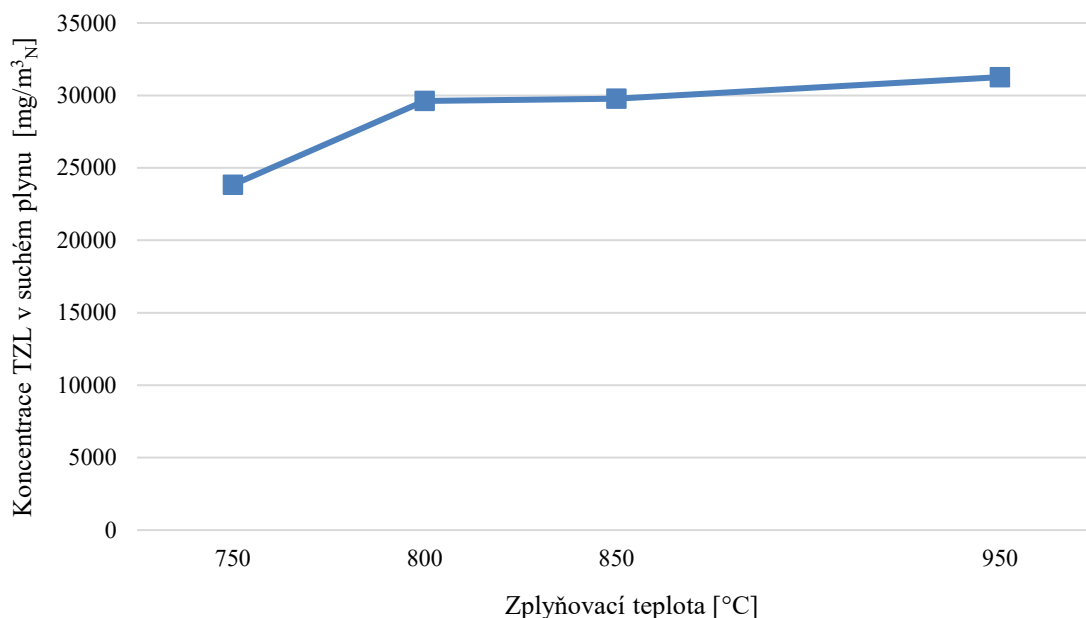
Porovnáme-li výsledky získané ze zplyňovacích zkoušek, je z grafů 14 a 15 zřejmé, že zplyňovací teplota má rozhodující vliv na složení a výhřevnost vyrobeného plynu, přičemž sledován byl zejména obsah hlavních složek plynu, tj. CO, CO₂, CH₄, C_nH_m, H₂, a O₂.

Obecně lze prohlásit, že změny výkonu experimentální zplyňovací jednotky neměly výrazný vliv na stabilitu zvolené zplyňovací teploty a na složení vyrobeného plynu, které bylo velice podobné a příliš nekolísalo.

Na složení plynu, resp. na rozkolísanost obsahu jednotlivých složek, se podílela nestabilita zplyňovací teploty, případně nehomogenita paliva a jeho možná nerovnoměrná dodávka do generátoru. Dalším možným vysvětlením je nehomogenní vrstva paliva v generátoru – lehké složky paliva při vyšším průtoku plynu mohou změnit uspořádání ve vrstvě paliva – po novém uspořádání se produkce plynu ustálí.

Celkově však lze konstatovat, že generátor při experimentech pracoval v ustáleném stavu, kdy proces zplyňování se dařilo udržet po dlouhou dobu na požadované teplotě s přijatelnou odchylkou. Toho bylo docíleno správným uvedením do provozu při zplyňování TAP a vhodně určeným provozním režimem zplyňovacího procesu.

Průměrná hodnota koncentrace TZL v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem byla cca 29000 mg/m³_N. Nejvyšší hodnota byla naměřena 31265 mg/m³_N u vzorku OTZL95 odebraném při zplyňovací teplotě 950 °C.



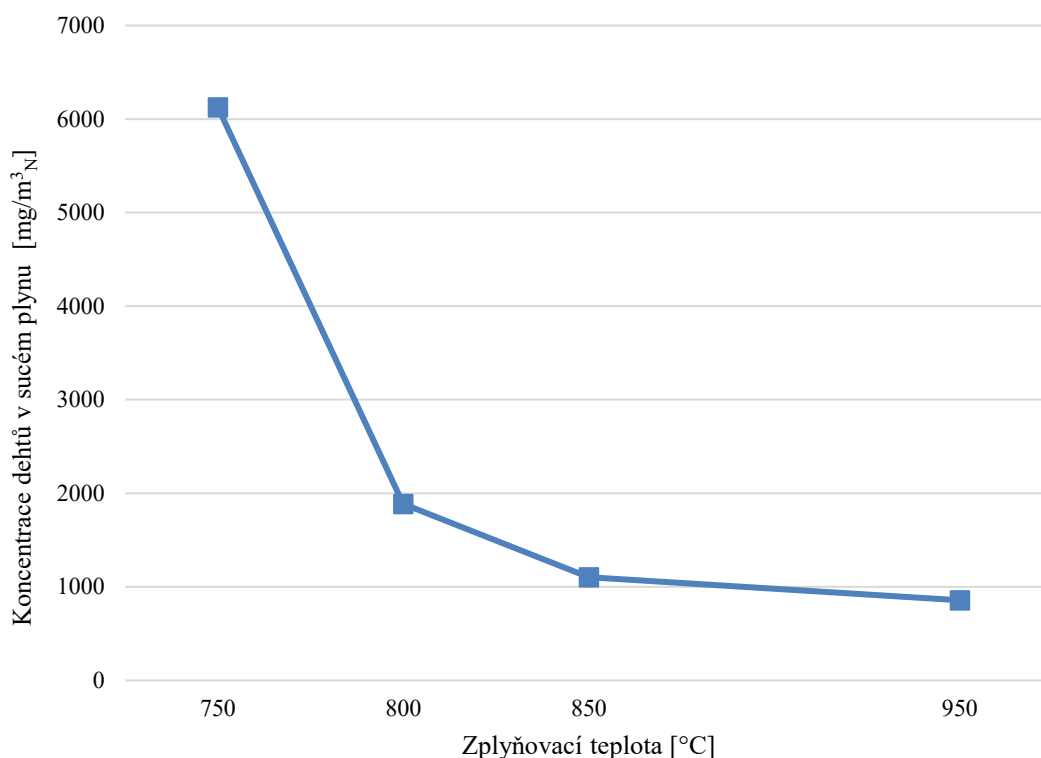
Graf 16 – Závislost koncentrace TZL ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě

Používané palivo má ve srovnání s dřevěnými peletami, na které byl generátor původně navržen, nízkou sypnou hmotnost a jiné fyzikální vlastnosti. To při zahřátí na vyšší teploty 850 °C a 950 °C pravděpodobně způsobuje jeho rozpadání na malé části a vlivem vysokého průtoku plynu generátorem dochází k unášení značného množství prachu.

Při zplyňování biomasy bylo také pozorováno, že se zvyšující teplotou se mírně zvyšuje obsah TZL v plynu. Lze tak říci, že toto se potvrdilo i pro zplyňování TAP. Ve srovnání s koncentracemi TZL při zplyňování biomasy na tomto zařízení jsou však naměřené hodnoty vyšší. U zplyňování biomasy bylo maximum 15000 mg/m³_N při teplotě 950 °C [36]. Je to dáno především nižší sypnou hmotností paliva a významně vyšším (cca 20krát) obsahem popela v palivu. I tak je, vzhledem k množství paliva na vstupu do generátoru, hodnota úletu pouze zlomkem přivedené energie, ovlivňuje však náklady na čištění vyrobeného plynu a spolehlivost zařízení tvorbou nánosů a usazenin.

Obsah dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem se pohyboval v širokém rozmezí s výrazným maximem při teplotě 750 °C, kdy byla naměřena hodnota 6125 mg/m³_N. To je zhruba 7krát vyšší hodnota než při teplotě 950 °C. Ve srovnání

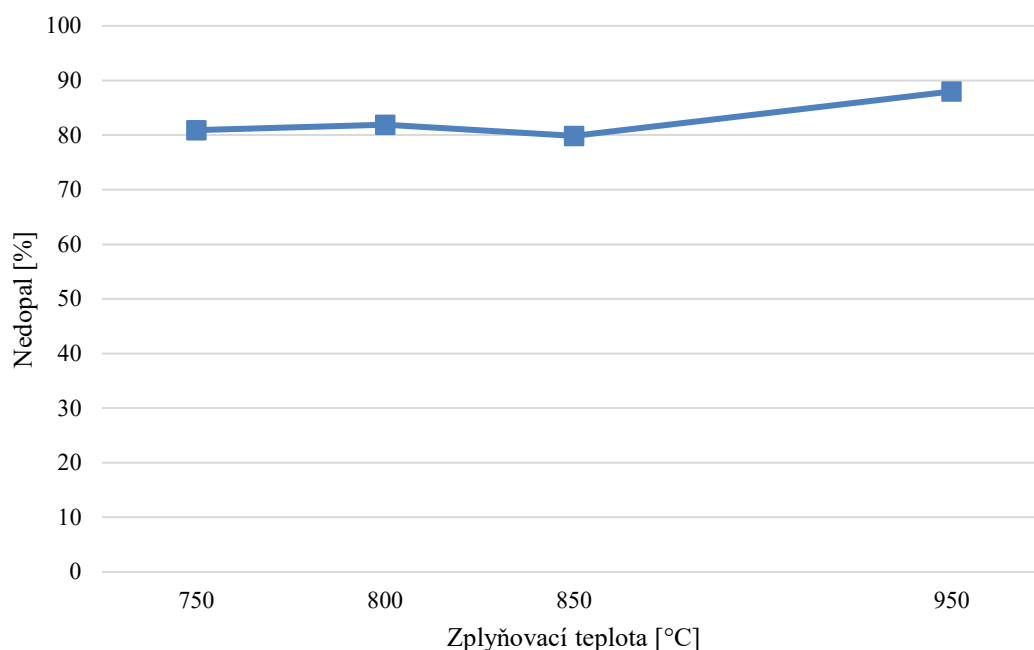
s koncentracemi dehtů při zplyňování biomasy na tomto zařízení jsou tak naměřené hodnoty vyšší. U zplyňování biomasy při teplotě 750 °C byl obsah dehtů 2600 mg/m³_N [36].



Graf 17 – Závislost koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě

Jak je z výsledků patrné, lze při zplyňování TAP v experimentální zplyňovací jednotce sledovat předpokládaný průběh obsahů dehtů v plynu v závislosti na teplotě. Předpokládalo se, že obsah dehtů bude jasně závislý na teplotě uvnitř generátoru (zplyňovací teplotě) s tím, že se zvyšující se teplotou celkové množství dehtů v plynu bude klesat. Primárním zdrojem dehtů v plynu je prchavá hořlavina uvolňovaná při pyrolýze paliva v generátoru. Při vyšších teplotách pak probíhá částečná oxidace primárních produktů pyrolýzy a nastává tak jejich thermochemická transformace, čímž se snižuje jejich obsah ve vyrobeném plynu. Toto se při měření projevilo.

Hodnota nedopalu v popelu vystupujícím ze zařízení se pohybovala v rozmezí 80,9 až 87,9 %. Nejvyšší hodnota byla naměřena 87,9 % při zplyňovací teplotě 950 °C, což není výrazná odchylka od ostatních hodnot.



Graf 18 – Závislost nedopalu v popelu na zplyňovací teplotě

Průměrná hodnota nedopalu 82,6 % při zplyňování TAP v tomto zařízení je mnohem vyšší než hodnota nedopalu, která byla vypočtena u tohoto zařízení při zplyňování biomasy (65 %) [86]. Vzhledem k celkovému objemu popela u TAP (který je ve srovnání s biomasou větší) bude energie v nedopalu ve vystupujícím popelu představovat velmi velkou část ze vstupní energie v palivu.

Vysoká hodnota nedopalu oproti biomase je pravděpodobně způsobena spékáním TAP, které může zamezovat zplynění uhlíku v palivu. Tomu odpovídá skutečnost, že nejhorší hodnota je při nejvyšší teplotě, při níž dochází k částečnému spékání paliva již na vstupu do generátoru v horní části šnekového dopravníku. Snižování nedopalu se v tomto případě jeví jako dosti problematické. Jednou z možností je zavedení malého množství sekundárního vzduchu do popelové výsypky. To by mělo způsobit dopálení uhlíku obsaženého v popelu. Vzniklý CO_2 by byl zaveden do generátoru, kde by se účastnil zplyňovacích reakcí a byl dále redukován na CO . Toto řešení by však bylo potřeba správně technicky zvládnout – nejen z pohledu složitosti technického provedení, ale i z pohledu, zda by popel s vyšším obsahem nedopalu reagoval bez mechanické úpravy (např. drcení) s přivedeným sekundárním vzduchem.

8. VÝPOČET ÚČINNOSTI A ENERGETICKÉ BILANCE PROCESU ZPLYŇOVÁNÍ

Ze získaných údajů a provedených experimentů lze stanovit účinnosti procesu zplyňování TAP v experimentální zplyňovací jednotce a vyhodnotit tak efektivitu přeměny paliva v generátoru. Výpočet účinnosti umožňuje získání dat pro stanovení optimálního provozního režimu zařízení. Další informace o procesu ukáže sestavení energetické bilance.

Oproti procesu spalování, kde účinnost spalování dává v podstatě kompletní ukazatel kvality tepelného využití energie z odpadu, pro hodnocení procesu zplyňování jsou používány různé výkonové parametry.

U procesů zplyňování jsou nejčastěji uváděny tyto druhy účinností:

- celková účinnost konverze uhlíku – η_C ,
- účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů – η_{C-H} ,
- účinnost výroby horkého plynu – η_{HE} ,
- účinnost výroby studeného plynu – η_{CE} .

8.1 CELKOVÁ ÚČINNOST KONVERZE UHLÍKU

Důležitým parametrem pro vyhodnocení procesu zplyňování je celková účinnost konverze uhlíku η_C . Je definována jako poměr mezi hodnotou hmotnostního průtoku uhlíku konvertovaného na plynné produkty a uhlíkem přiváděným do generátoru s pevným palivem.

Vypočte se dle vzorce (35):

$$\eta_C = \frac{\frac{M_C}{M_{CO}} \cdot \dot{m}_{CO} + \frac{M_C}{M_{CO_2}} \cdot \dot{m}_{CO_2} + \frac{M_C}{M_{CH_4}} \cdot \dot{m}_{CH_4} + 2 \cdot \frac{M_C}{M_{C_2H_4}} \cdot \dot{m}_{C_2H_4}}{w_C \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (35)$$

Kde:

M_i – molární hmotnost i-té složky [kg/kmol],

\dot{m}_i – hmotnostní tok plynu [kg/h],

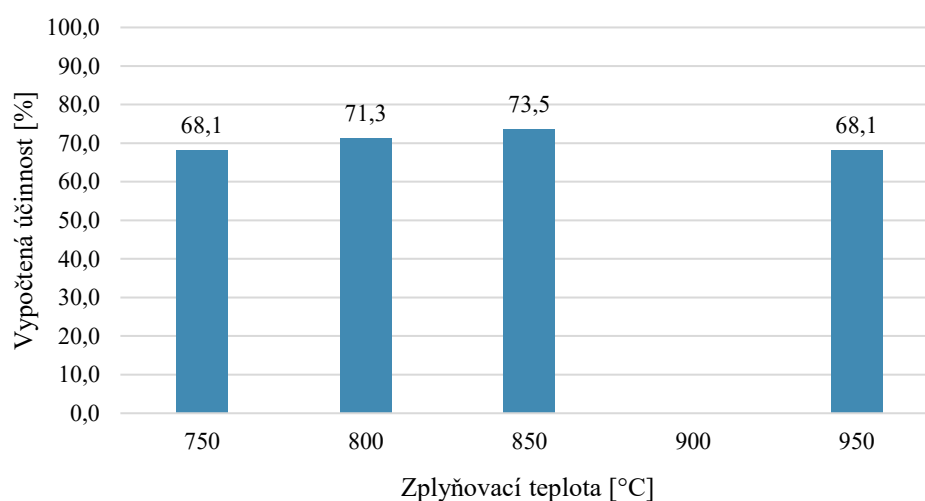
i – složka plynu (C, CO, CO₂, CH₄ a C₂H₄) [-],

w_C – hmotnostní zlomek C v palivu [-],

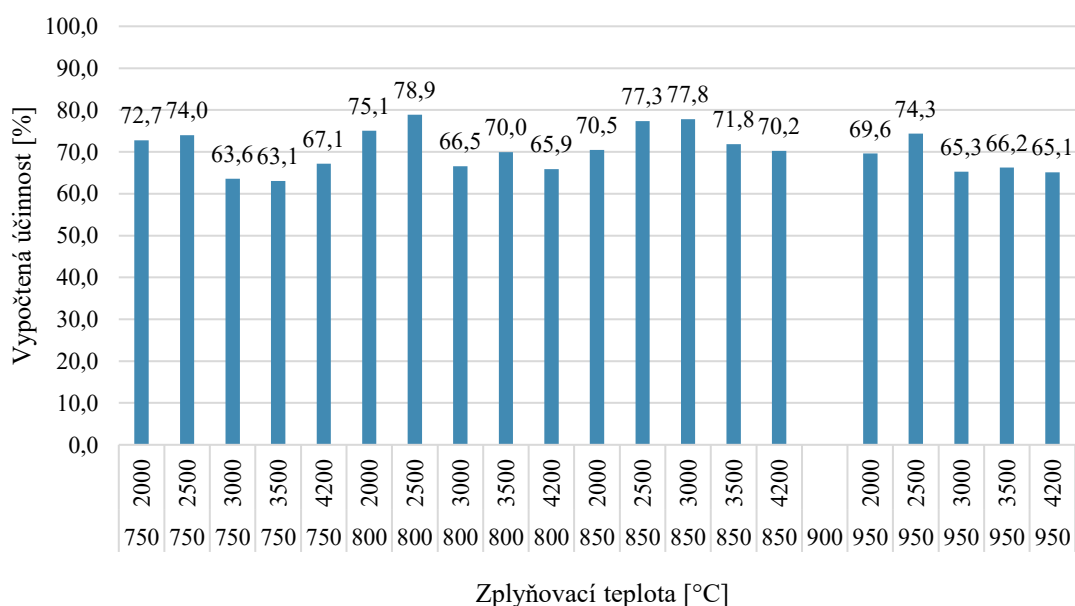
\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

U uhlíku v plynné složce generátorového plynu se neuvažuje s uhlíkem v prachu a v dehtech. Tato účinnost vypovídá o množství nezreagovaného uhlíku v palivu a poskytuje tak měřítko chemické účinnosti procesu.

Graf 19 ukazuje průměrné hodnoty vypočtených celkových účinností konverze uhlíku pro jednotlivé zplyňovací teploty. Nejvyšší hodnota byla určena pro teplotu 850 °C. Jedná se o hodnotu vypočtenou ze všech provozních režimů pro danou teplotu s tím, že byly vynechány úseky experimentu, při kterých nebyl provoz stabilní (skokové zvyšování otáček ventilátoru a tomu odpovídající zvýšení přísunu paliva).



Graf 19 – Průměrné celkové účinnosti konverze uhlíku vypočtené z provedených experimentů



Graf 20 – Celkové účinnosti konverze uhlíku vypočtené z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru

8.2 ÚČINNOST PŘEMĚNY UHLÍKU DO HOŘLAVÝCH PLYNŮ

Další z často užívaných účinností pro hodnocení procesu zplyňování je celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů η_{C-H} nebo také, jak někdy bývá označována, celková účinnost konverze prvku C do hořlavých plynů. Určuje, kolik chemické energie dodané do procesu zplyňování (průtok prvku uhlíku obsaženého v palivu) bylo přeměněno v chemickou energii obsaženou v generátorovém plynu. Výpočet je podobný celkové účinnosti konverze uhlíku, ale liší se tím, že v sobě zahrnuje pouze schopnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů, a ne do všech plynných produktů obsahujících uhlík (vyloučena produkce CO₂).

Celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů se vypočte podle vzorce (36):

$$\eta_{C-H} = \frac{\frac{M_C}{M_{CO}} \cdot \dot{m}_{CO} + \frac{M_C}{M_{CH_4}} \cdot \dot{m}_{CH_4} + 2 \cdot \frac{M_C}{M_{C_2H_4}} \cdot \dot{m}_{C_2H_4}}{w_C \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (36)$$

Kde:

M_i – molární hmotnost i-té složky [kg/kmol],

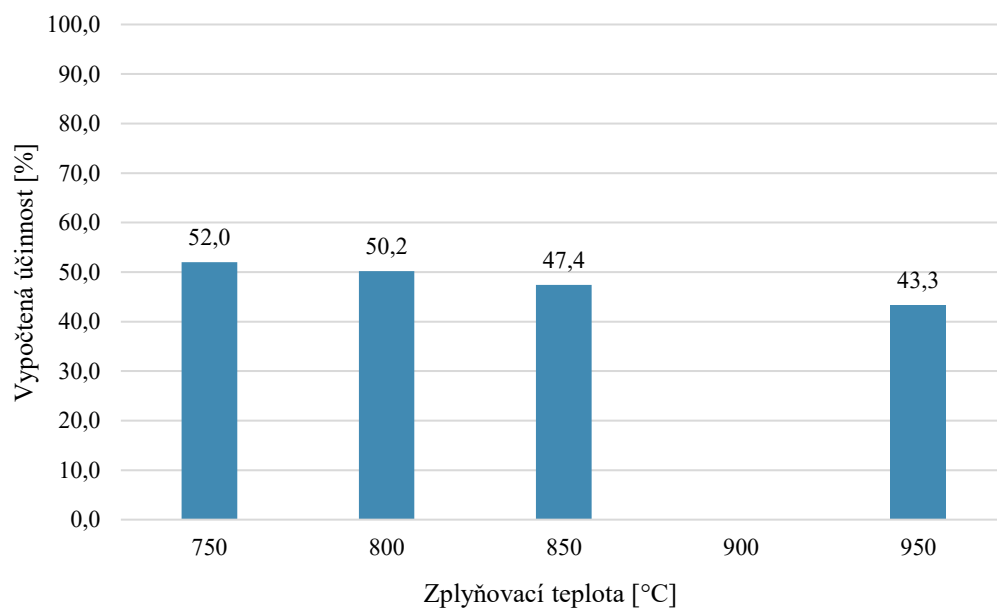
\dot{m}_i – hmotnostní tok plynu [kg/h],

i – složka plynu (C, CO, CO₂, CH₄ a C₂H₄) [-],

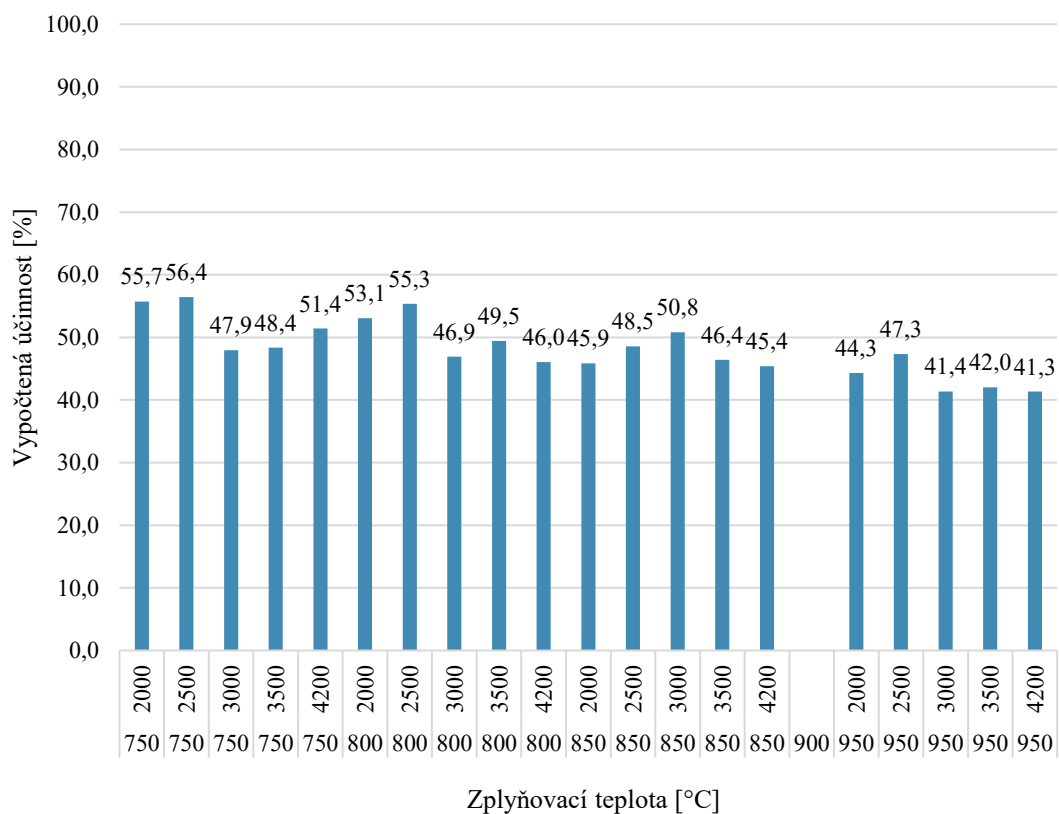
w_C – hmotnostní zlomek C v palivu [-],

\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

Graf 21 ukazuje průměrné hodnoty vypočtených účinností přeměny uhlíku do hořlavých plynů pro jednotlivé zplyňovací teploty. Nejvyšší hodnota byla určena pro teplotu 750 °C. Hodnoty byly vypočteny ze všech provozních režimů pro dané teploty s tím, že byly vynechány úseky experimentu, při kterých nebyl provoz stabilní (skokové zvyšování otáček ventilátoru a tomu odpovídající zvýšení přísunu paliva).



Graf 21 – Průměrná celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů vypočtená z provedených experimentů



Graf 22 – Celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů vypočtená z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru

8.3 ÚČINNOST VÝROBY HORKÉHO PLYNU

Účinnost výroby horkého plynu η_{HE} je definována poměrem mezi celkovou energií horkého plynu a energií původního paliva na vstupu do generátoru. Pod pojmem celkové energie se rozumí chemická a tepelná energie suchého plynu a tepelná energie vodní páry v plynu.

Účinnost výroby horkého plynu ukazuje celkové množství energie v plynu bezprostředně za generátorem. Využívá se k vyhodnocení účinnosti generátoru a energie obsažené v generátorovém plynu v procesu přímého spalování plynu. Tato účinnost se vypočte vzorcem (37):

$$\eta_{HE} = \frac{\dot{V}_{plyn} \cdot Q_{i_{plyn}}^r + \dot{V}_{plyn} \cdot \rho_{plyn} \cdot c_p \cdot (T_{plyn} - T_{pal})}{Q_{i_{pal}}^r \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (37)$$

Kde:

\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$],

$Q_{i_{plyn}}^r$ – výhřevnost vyrobeného plynu [$\text{MJ}/\text{m}^3_{\text{N}}$],

ρ_{plyn} – hustota vyrobeného plynu [$\text{kg}/\text{m}^3_{\text{N}}$],

c_p – tepelná kapacita vyrobeného plynu [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$],

T_{plyn} – teplota vyrobeného plynu na výstupu z generátoru [K],

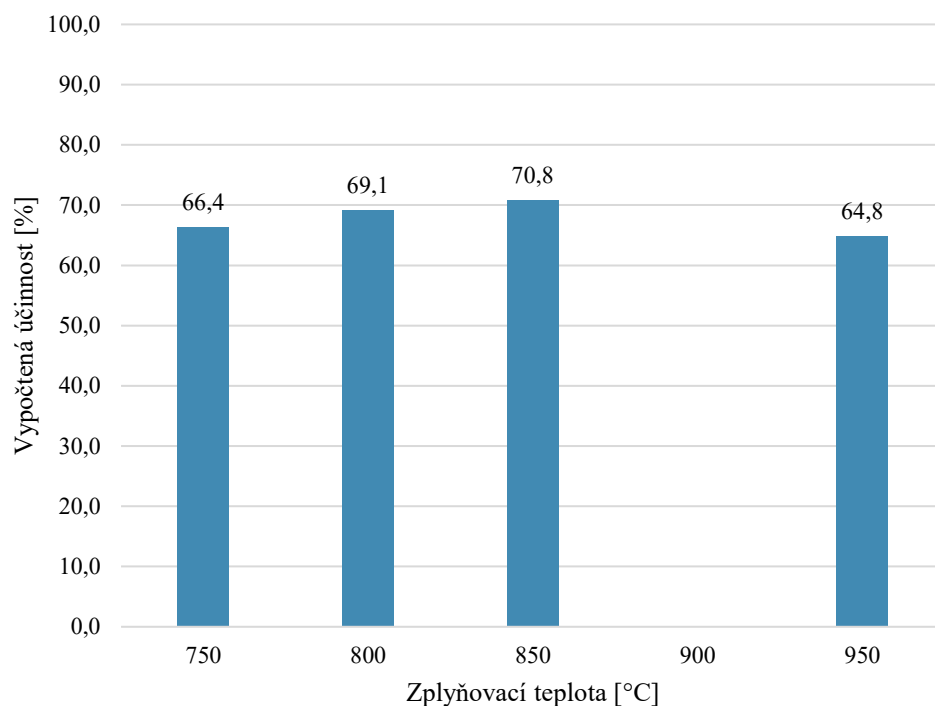
T_{pal} – teplota paliva na vstupu do generátoru [K],

$Q_{i_{pal}}^r$ – výhřevnost paliva [MJ/kg],

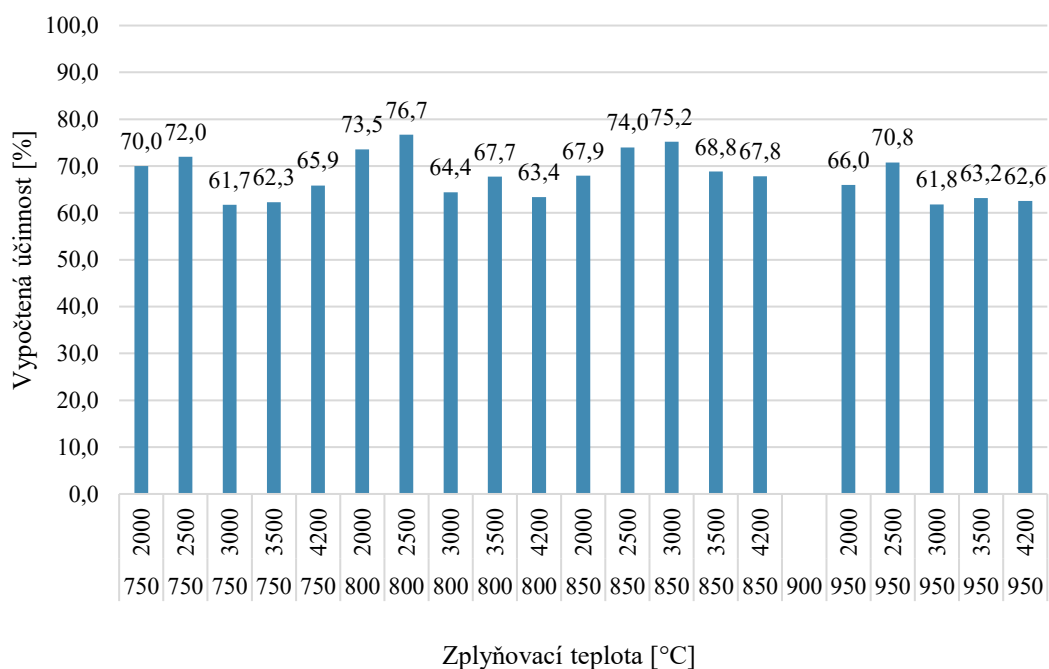
\dot{m}_{pal} – hmotnostní průtok paliva [kg/h].

Graf 23 ukazuje průměrné hodnoty vypočtených účinností výroby horkého plynu pro jednotlivé zplyňovací teploty. Nejvyšší hodnota byla, stejně jako u celkové účinnosti konverze uhlíku, vypočtena pro teplotu 850 °C.

Jedná se o hodnoty vypočtené ze všech provozních režimů pro dané teploty s tím, že byly vynechány úseky experimentu, při kterých nebyl provoz stabilní (skokové zvyšování otáček ventilátoru a tomu odpovídající zvýšení přísunu paliva).



Graf 23 – Průměrná účinnost výroby horkého plynu z provedených experimentů



Graf 24 – Účinnost výroby horkého plynu z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru

8.4 ÚČINNOST VÝROBY STUDENÉHO PLYNU

Účinnost výroby studeného plynu η_{CE} je základním parametrem při posuzování procesu zplyňování.

Vzorec udává poměr mezi chemickou energií produkovaného generátorového plynu (získaná jako průtok generátorového plynu vynásobený jeho výhřevností) a chemickou energií paliva přiváděného do zplyňovacího generátoru (získaná jako průtok přiváděného paliva vynásobený jeho výhřevností). Takto vypočtená účinnost je označována jako "studená" účinnost, neboť nebere v úvahu citelné teplo vyrobeného plynu, ale jen jeho potenciální chemickou energii, která je vztažena k teplu získanému z přiváděného paliva.

Vstupní parametry pro výpočet jsou toky suchého paliva a plynu za referenčních podmínek (0 °C, 101 325 Pa).

Účinnost výroby studeného plynu je definovaná vzorcem (38):

$$\eta_{CE} = \frac{\dot{V}_{plyn} \cdot Q_{i_{plyn}}^r}{Q_{i_{pal}}^r \cdot \dot{m}_{pal}} \cdot 100 [\%] \quad (38)$$

Kde:

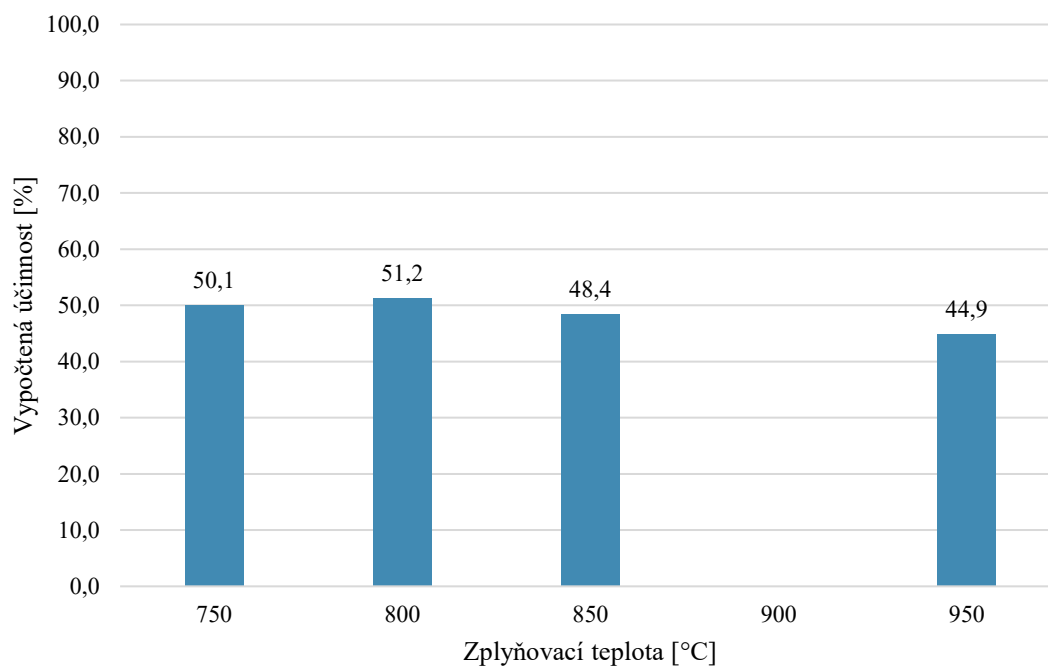
\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$],

$Q_{i_{plyn}}^r$ – výhřevnost vyrobeného plynu [$\text{MJ}/\text{m}^3_{\text{N}}$],

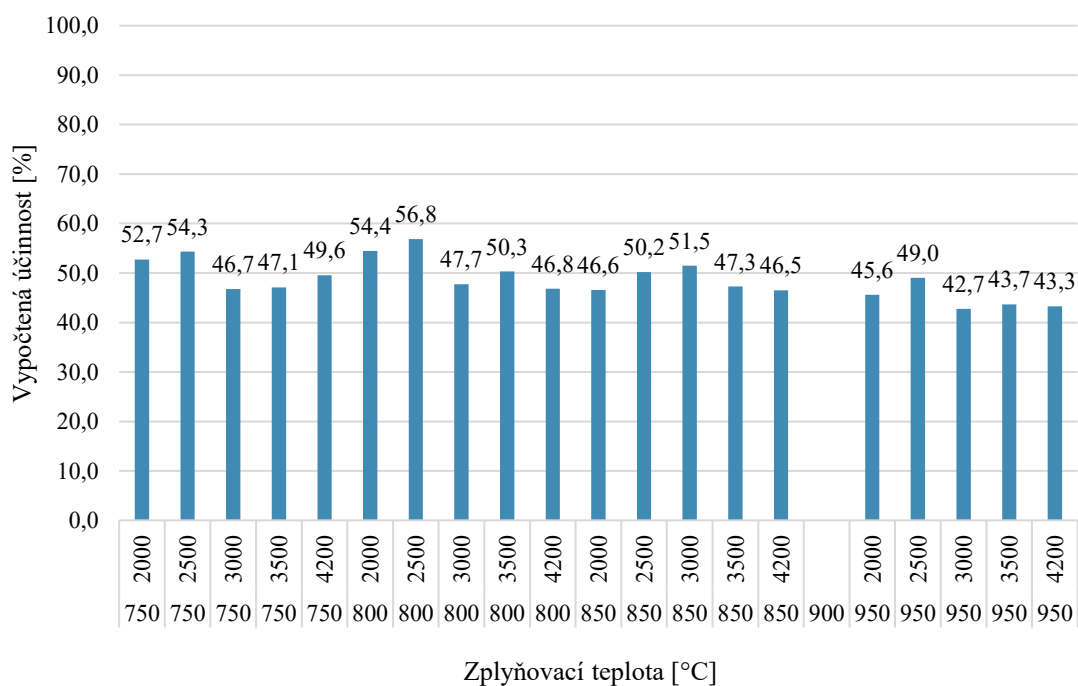
$Q_{i_{pal}}^r$ – výhřevnost paliva [MJ/kg],

\dot{m}_{pal} – průtok paliva [kg/h].

Graf 25 ukazuje průměrné hodnoty vypočtených účinností výroby studeného plynu pro jednotlivé zplyňovací teploty. Nejvyšší hodnota byla určena pro teplotu 800 °C.



Graf 25 – Průměrná účinnost výroby studeného plynu z provedených experimentů



Graf 26 – Účinnost výroby studeného plynu z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru

8.5 ENERGETICKÁ BILANCE

Ze získaných údajů provedených experimentů (složení vyrobeného plynu, množství popela a nedopalu, údajů zaznamenaných v systému SCADA) lze pro experimentální zařízení zplyňující TAP sestavit energetickou bilanci. Z rozdílu mezi vstupující a vystupující energií do bilance (generátoru) se potvrdí, zda byla měření dostatečně přesná a určí se odchylka a dále hodnoty jednotlivých energetických toků. Z těch lze pak vyvozovat možnosti dalších úprav jednotlivých částí zařízení, např. za účelem zvýšení celkové účinnosti zařízení.

Pro energetickou bilanci experimentálního zařízení zplyňující TAP platí:

$$Q_{pal} + Q_{vz} + Q_{ee} = Q_{pl} + Q_{ct} + Q_{sal} + Q_{ned} \text{ [MJ/h]} \quad (39)$$

Kde vstupující energie je:

Q_{pal} – energie přivedená v palivu [MJ/h],

Q_{vz} – energie přivedená do procesu vzduchem (zplyňovacím médiem) [MJ/h],

Q_{ee} – spotřebovaná elektrická energie [MJ/h].

Vystupující energie je:

Q_{pl} – chemická energie obsažená v plynu [MJ/h],

Q_{ct} – energie citelného tepla vyrobeného plynu [MJ/h],

Q_{sal} – sálání do okolí [MJ/h],

Q_{ned} – energie obsažená v nedopalu [MJ/h].

Energie přivedená v palivu:

$$Q_{pal} = \dot{m}_{pal} \cdot Q_{i_{pal}}^r \text{ [MJ/h]}, \quad (40)$$

kde:

\dot{m}_{pal} – průtok paliva [kg/h].

$Q_{i_{pal}}^r$ – výhřevnost paliva [MJ/kg].

Energie přivedená do procesu vzduchem (zplyňovacím médiem):

$$Q_{vz} = \dot{V}_{vz} \cdot c_p \cdot (T_{vz} - T_{ref}) \text{ [MJ/h]}, \quad (41)$$

kde:

\dot{V}_{vz} – průtok zplyňovacího vzduchu [$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$],

c_p – tepelná kapacita zplyňovacího vzduchu [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$],

T_{vz} – teplota zplyňovacího vzduchu [K],

T_{ref} – referenční teplota [K], jako referenční teplota je brána teplota okolí.

Spotřebovaná elektrická energie:

$$Q_{ee} = Q_e \cdot 3,6 \text{ [MJ/h]}, \quad (42)$$

kde:

Q_e – Spotřebovaná elektrická energie za hodinu [kW].

Chemická energie obsažená v plynu:

$$Q_{pl} = \dot{V}_{plyn} \cdot Q_{i_{plyn}}^r \text{ [MJ/h]}, \quad (43)$$

kde:

\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$],

$Q_{i_{plyn}}^r$ – výhřevnost vyrobeného plynu [$\text{MJ}/\text{m}^3_{\text{N}}$].

Energie citelného tepla vyrobeného plynu:

$$Q_{ct} = \dot{V}_{plyn} \cdot c_p \cdot (T_{pl} - T_{ref}) \text{ [MJ/h]}, \quad (44)$$

kde:

\dot{V}_{plyn} – průtok vyrobeného plynu [$\text{m}^3_{\text{N}}/\text{h}$],

c_p – tepelná kapacita vyrobeného plynu [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$],

T_{pl} – teplota vyrobeného plynu [K],

T_{ref} – referenční teplota [K].

Sálání do okolí:

$$Q_{sal} = F_x \cdot \alpha \cdot (T_m - T_L) \cdot \frac{3,6}{1000} \text{ [MJ/h]}, \quad (45)$$

kde:

F_x – plošný obsah povrchu generátoru [m^2],

α – součinitel přestupu tepla [$\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$],

T_m – průměrná teplota povrchu generátoru [K],

T_L – teplota okolního prostředí [K].

Energie obsažená v nedopalu:

$$Q_{ned} = \dot{m}_{pop} \cdot C_{pop} \cdot Q_{ic}^r \text{ [MJ/h]}, \quad (46)$$

kde:

\dot{m}_{pop} – průtok popela [kg/h],

C_{pop} – nedopal v popelu [-],

Q_{ic}^r – výhřevnost uhlíku [MJ/kg].

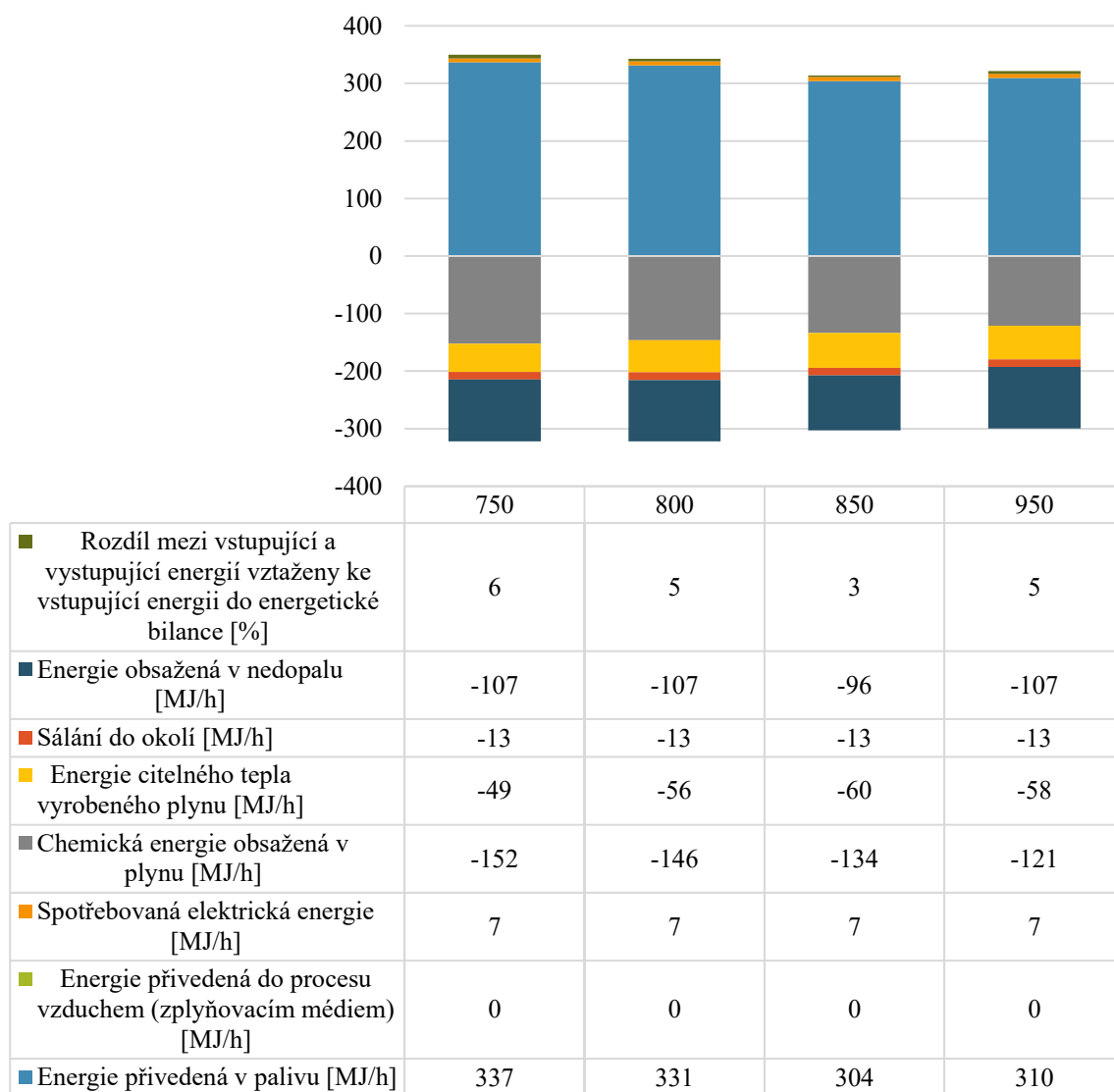
Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií do energetické bilance:

$$\Delta Q = (Q_{pal} + Q_{vz} + Q_{ee}) - (Q_{pl} + Q_{ct} + Q_{sal} + Q_{ned}) \quad (47)$$

Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií vztažený ke vstupující energii do energetické bilance:

$$\delta = \frac{\Delta Q}{(Q_{pal} + Q_{vz} + Q_{ee})} \cdot 100 \text{ [%]} \quad (48)$$

Graf 27 ukazuje hodnoty vypočtených vstupujících a vystupujících energií do energetické bilance experimentálního zařízení zplyňující TAP pro jednotlivé zplyňovací teploty.

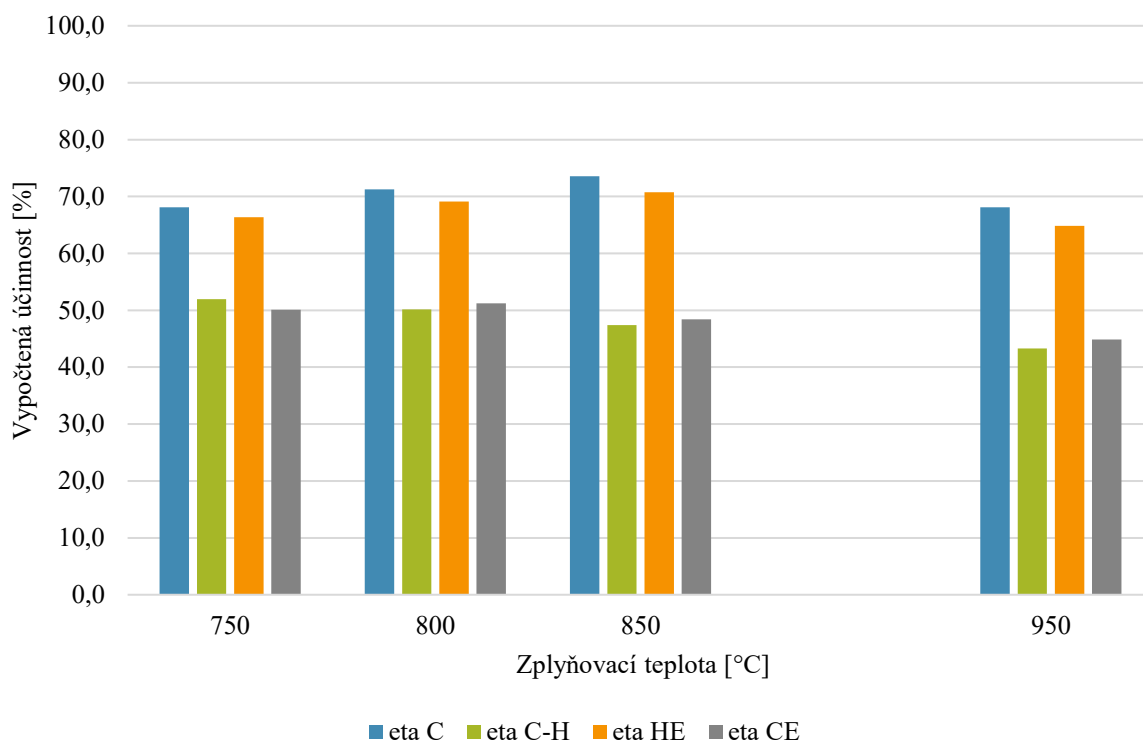


Graf 27 – Energetický balance zplyňování TAP pro teploty 750 °C, 800 °C, 850 °C a 950 °C

Z grafu 27 je patrné, že dominantní vstupní energie je energie přivedená v palivu. Velmi důležitá je však informace, že energie obsažená v nedopalu představuje cca 31–35 % veškeré energie vstupujícího paliva. To oproti výsledku 1,7 % [86] při zplyňování biomasy na stejném zařízení představuje enormní nárůst.

8.6 SHRUTÍ VÝPOČTŮ ÚČINNOSTI A ENERGETICKÉ BILANCE

Graf 28 zobrazuje průměrné hodnoty vypočtených účinností procesu zplyňování.



Graf 28 – Přehled průměrných vypočtených účinností procesu zplyňování TAP

Nejvyšší hodnota průměrné celkové účinnosti konverze uhlíku η_C byla vypočtena pro teplotu 850 °C.

Nejvyšší hodnota průměrné účinností přeměny uhlíku do hořlavých plynů η_{C-H} byla určena pro teplotu 750 °C. Tato účinnost je velmi odlišná od celkové účinnosti konverze uhlíku η_C , rozdíl se pohybuje v rozmezí cca 24–36 %. To je v souladu s tím, že do výpočtu již nevstupuje obsah CO₂, jeho obsah rovněž pravděpodobně určuje přesun nejvyšší účinnosti z teploty 850 °C (u celkové účinnosti konverze uhlíku η_C) na teplotu 750 °C u této účinnosti.

Nejvyšší hodnota průměrné účinnosti výroby horkého plynu η_{HE} byla, stejně jako u celkové účinnosti konverze uhlíku η_C , vypočtena pro teplotu 850 °C.

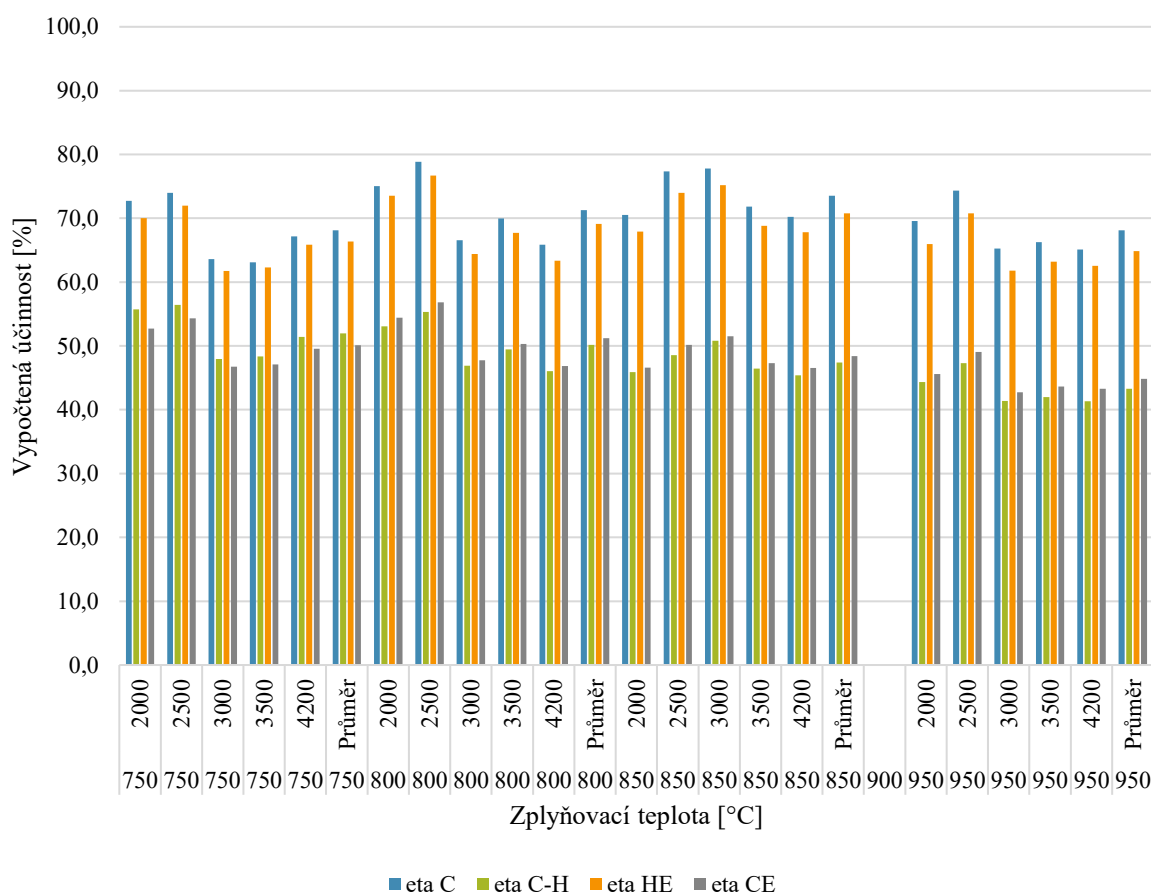
Nejvyšší hodnota průměrné účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} byla určena pro teplotu 800 °C. Tato účinnost je velmi odlišná od účinností výroby horkého plynu η_{HE} , rozdíl se pohybuje v rozmezí cca 25–32 %. To je v souladu s tím, že do výpočtu již nevstupuje energie citelného tepla vyrobeného plynu. Jeho obsah rovněž pravděpodobně určuje přesun nejvyšší

účinnosti z teploty 850 °C (u účinnosti výroby horkého plynu η_{HE}) na teplotu 800 °C u účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} .

Energetická bilance zplyňování TAP dává přehled o rozložení energetických toků procesu. Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií do energetické bilance je dán nepřesnostmi měření. Když tento rozdíl vztáhneme ke vstupující energii do energetické bilance, pohybuje se v rozmezí 3–6 %. V případě TAP může tento rozdíl zvyšovat, oproti například dřevěným peletám, větší proměnlivost výhřevnosti paliva. Tuto proměnlivost je však kvůli charakteru paliva obtížné omezit.

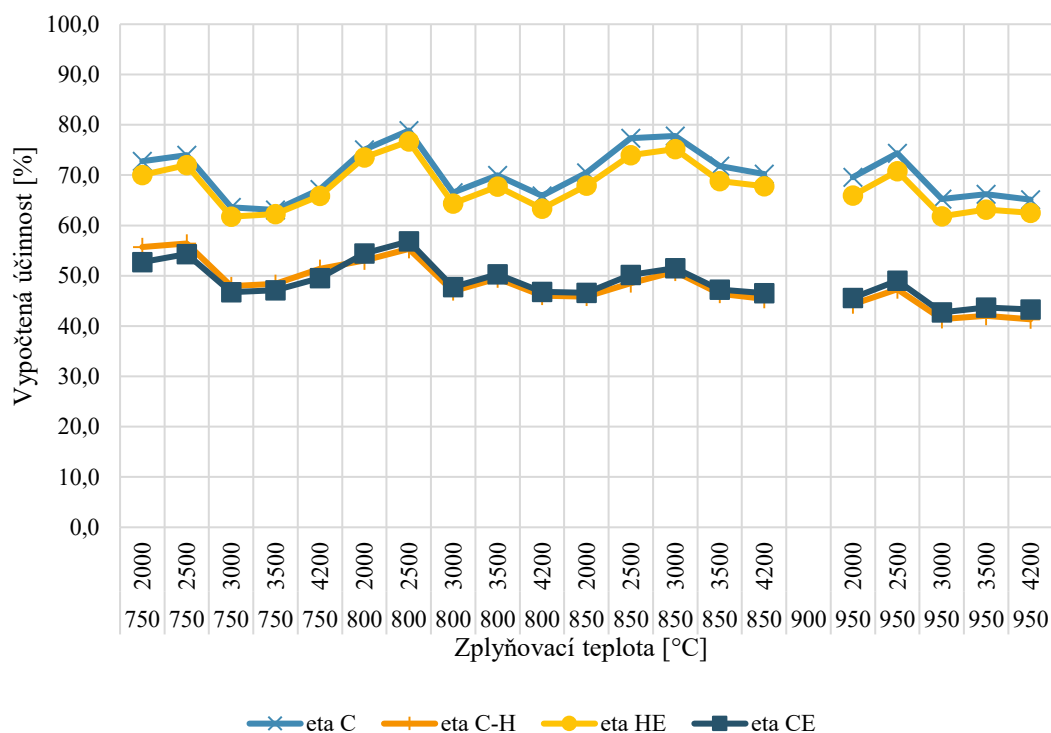
9. STANOVENÍ PROVOZNÍHO REŽIMU S NEJVVYŠŠÍ ÚČINNOSTÍ ZPLYŇOVÁNÍ TAP

V následujících grafech jsou zobrazeny vypočtené účinnosti procesu zplyňování TAP z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty, otáčky ventilátoru a typy účinností. Experiment byl proveden pro zplyňovací teploty 750, 800, 850 a 950 °C. Výkon generátoru byl u každé zplyňovací teploty regulován pomocí změn rychlostí odtahového ventilátoru v krocích 2000, 2500, 3000, 3500 a 4200 ot/min. Pro každý z těchto zplyňovacích režimů byly vypočteny účinnosti η_C , η_{C-H} , η_{HE} a η_{CE} .



Graf 29 – Přehled vypočtených účinností procesu zplyňování TAP z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru a typy účinností včetně průměrných hodnot

V uvedeném grafu 29 je možné také pozorovat trend, že účinnosti jsou vyšší při nižších otáčkách odtahového ventilátoru. To ukazuje na to, že doba zdržení zplyňovacího média ve vrstvě paliva při vyšších výkonech generátoru není dostačující pro úplné zplynění a generátor není schopen zvyšovat svůj výkon.



Graf 30 – Přehled vypočtených účinností procesu zplyňování TAP z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru a typy účinností

Pro stanovení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování TAP je nutné zvolit ten režim, u něhož hodnota účinnosti dosahovala nejvyšší hodnoty.

Pro stanovení tohoto režimu byl zvolen jako hlavní ukazatel účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} . Je to z toho důvodu, že je nejčastěji používaným v odborné literatuře. Tento ukazatel již byl používán pro hodnocení účinnosti procesu zplyňování biomasy na tomto zařízení v pracích mgr inž. Rafała Adama Chłonda Ph.D. [36] a Ing. Jana Najsera Ph.D. [86]. A dále proto, že výpočet účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} je relativně jednoduchý a dá se tedy předpokládat též menší možnost chyby.

Nejvyšší zjištěná hodnota účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} tak byla 56,8 %.

Z tohoto ukazatele hodnocení vyplývá, že provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování TAP na tomto patentovaném experimentálním zařízení byl při režimu:

- Zplyňovací teplota: 800 °C
- Otáčky odtahového ventilátoru: 2500 ot/min

Tomuto režimu odpovídá:

- Otáčky podávacího (horizontálního) šneku: 0,5 ot/min
- Příkon v palivu: 71 kW

Režim s druhou nejvyšší účinností má hodnocenou účinnost 54,4 % a jeho parametry jsou:

- Zplyňovací teplota: 800 °C
- Otáčky odtahového ventilátoru: 2000 ot/min

Jako doplňkový ukazatel jsem zvolil vážený průměr hodnot jednotlivých typů účinností. Tento ukazatel je komplexnější, jelikož zohledňuje všechny typy účinností i případné výrazné rozdíly v hodnotách jednotlivých typů účinností. Pro hodnocení jsem zvolil stejnou váhu všech typů účinností. Výsledky tohoto hodnocení lze vidět v tabulce 12, ve které jsou nejvyšší hodnoty barevně zvýrazněny.

Tabulka 12 – Srovnání ukazatele váženého průměru hodnot jednotlivých typů účinností vypočtených účinností při zplyňování TAP

Zplyňovací teplota	Otáčky ventilátoru	eta C	eta C-H	eta HE	eta CE	Vážený průměr hodnot účinností	Procento nejvyšší hodnoty
[°C]	[ot/min]	[%]	[%]	[%]	[%]	-	[%]
750	2000	72,7	55,7	70,0	52,7	62,8	93,8
	2500	74,0	56,4	72,0	54,3	64,2	95,9
	3000	63,6	47,9	61,7	46,7	55,0	82,2
	3500	63,1	48,4	62,3	47,1	55,2	82,5
	4200	67,1	51,4	65,9	49,6	58,5	87,4
	Průměr	68,1	52,0	66,4	50,1	59,1	88,4
800	2000	75,1	53,1	73,5	54,4	64,0	95,6
	2500	78,9	55,3	76,7	56,8	66,9	100,0
	3000	66,5	46,9	64,4	47,7	56,4	84,3
	3500	70,0	49,5	67,7	50,3	59,4	88,7
	4200	65,9	46,0	63,4	46,8	55,5	83,0
	Průměr	71,3	50,2	69,1	51,2	60,4	90,3
850	2000	70,5	45,9	67,9	46,6	57,7	86,2
	2500	77,3	48,5	74,0	50,2	62,5	93,4
	3000	77,8	50,8	75,2	51,5	63,8	95,4
	3500	71,8	46,4	68,8	47,3	58,6	87,5
	4200	70,2	45,4	67,8	46,5	57,5	85,9
	Průměr	73,5	47,4	70,8	48,4	60,0	89,7
950	2000	69,6	44,3	66,0	45,6	56,4	84,2
	2500	74,3	47,3	70,8	49,0	60,4	90,2
	3000	65,3	41,4	61,8	42,7	52,8	78,9
	3500	66,2	42,0	63,2	43,7	53,8	80,3
	4200	65,1	41,3	62,6	43,3	53,1	79,3
	Průměr	68,1	43,3	64,8	44,9	55,3	82,6

Tento hodnotící ukazatel potvrzuje, že provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování TAP je stejný jako v předchozím hodnocení, tedy při zplyňovací teplotě 800 °C a při otáčkách odtahového ventilátoru 2500 ot/min.

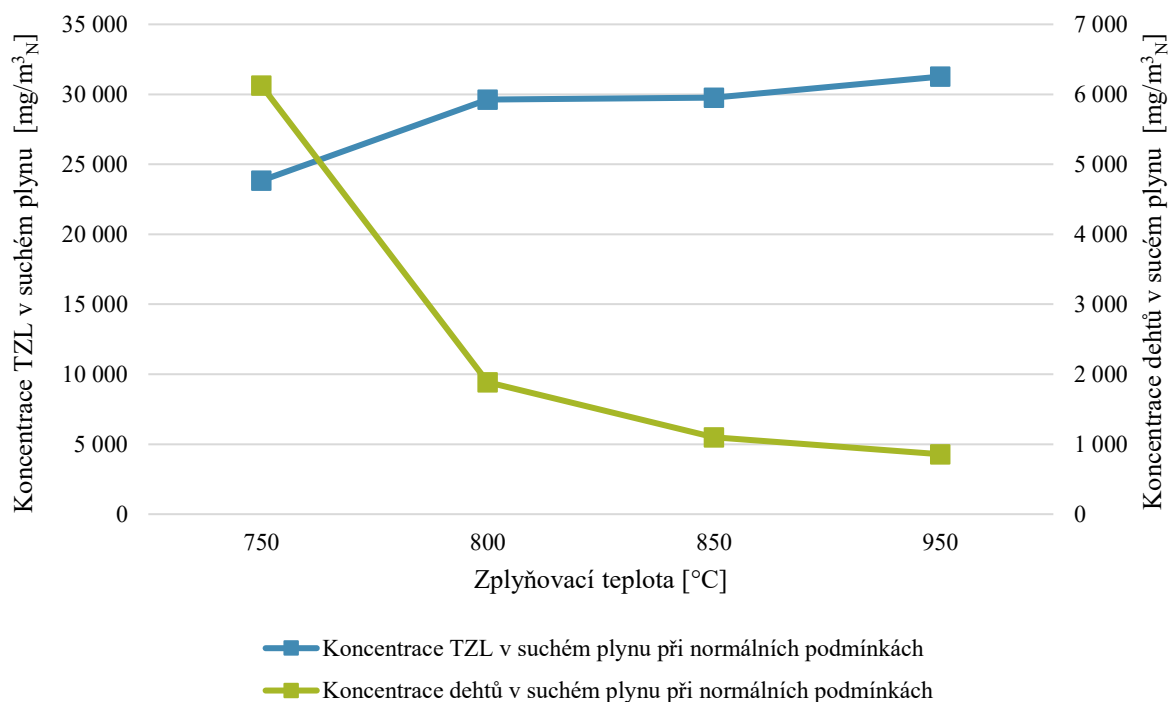
Procento nejvyšší hodnoty vyjadřuje, na jaké úrovni jsou ostatní provozní režimy oproti tomu s nejvyšší účinností zplyňování TAP. Lze tak konstatovat, že druhý nejvýhodnější režim je na 95,9 % maximální hodnoty součtu hodnot účinností. Jedná se o režim, jehož parametry jsou: zplyňovací teplota: 750 °C, otáčky odtahového ventilátoru 2500 ot/min.

Pro konkrétní způsob využití vyráběného plynu je samozřejmě možné použít jiné váhy pro jednotlivé druhy účinností, čímž je možno výsledky upravit na míru pro konkrétní způsob využití vyráběného plynu.

Pro případný dlouhodobý provoz zařízení je vhodné zjištěný režim s nejvyšší účinností zhodnotit z pohledu dalších parametrů zplyňování. Protože ovlivňují možnosti dalšího využití plynu a požadavky na jeho čištění, jsou jako tyto parametry zvoleny výhřevnost vyrobeného plynu, obsah TZL a obsah dehtů ve vyrobeném plynu.

Z předcházejících kapitol, ve kterých je stanovena závislost zplyňovací teploty na složení plynu, je zřejmé, že při zvyšující se teplotě klesá podíl spalitelných látek v plynu, a tím klesá také jeho výhřevnost.

Oproti tomu zvyšující se teplota v generátoru působí příznivě na obsah dehtů v plynu, což potvrzuje graf 11 (koncentrace TZL) a graf 12 (obsah dehtů). Koncentrace TZL není na teplotě přímo závislá, i když v tomto případě se vzrůstající zplyňovací teplotou koncentrace TZL mírně stoupá.



Graf 31 – Koncentrací TZL a dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách pro jednotlivé zplyňovací teploty

Přesto, že určení koncentrace TZL a dehtů bylo při teplotě 800 °C provedeno pouze pro režim s 3000 ot/min odtahového ventilátoru, a nikoliv přímo pro režim s nejvyšší účinností (2500 ot/min), lze předpokládat, že naměřené hodnoty by byly podobné.

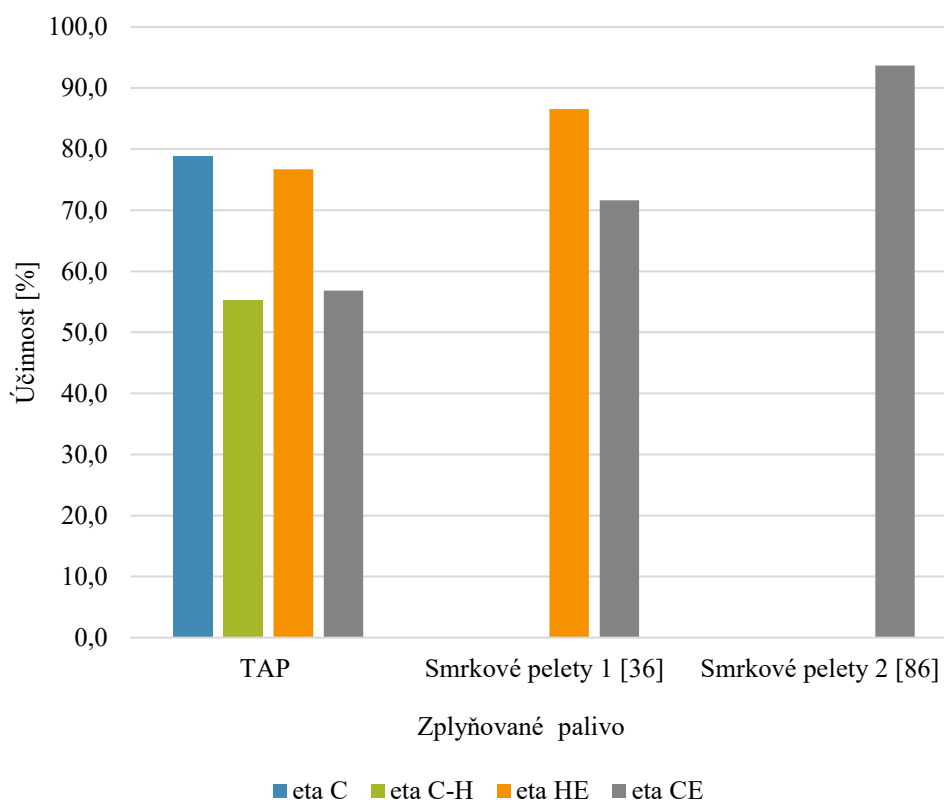
Jak je z výše uvedených grafů patrné, výhřevnost plynu, koncentrace TZL a koncentrace dehtů v plynu jsou při zplyňovací teplotě 800 °C na téměř nejpriznivějších hodnotách a lze tak předpokládat, že provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování tuhého alternativního paliva (TAP) na experimentálním zařízení bude optimální i pro dlouhodobý provoz zařízení.

Na základě provedených vyhodnocení lze tedy označit režim se zplyňovací teplotou 800 °C, otáčkami odtahového ventilátoru 2500 ot/min a otáčkami podávacího horizontálního šneku 0,5 ot/min za provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování tuhého alternativního paliva.

10. SROVNÁNÍ VÝSLEDKŮ S UVEŘEJNĚNÝMI DATY ZE ZPLYŇOVÁNÍ

Vzhledem k rozdílným parametrům paliv, ať už biomasy nebo TAP (TAP jsou připravována z různých odpadních materiálů a mají tak různá složení), jsem se rozhodl, že jako ukazatele pro srovnání, bude vhodné použít účinnost, protože zohlední rozdílné chemické složení paliv a je obecně přijímaným parametrem pro hodnocení technologie.

V grafu 33 je srovnání mnou dosažených výsledků se závěry výzkumných prací autorů mgr inž. Rafała Adama Chłonda Ph.D. [36] a Ing. Jana Najsera Ph.D. [86], kteří na stejném zařízení realizovali experimentální měření s biomasou. V grafu jsou uvedeny jejich nejlepší dosažené výsledky.



Graf 32 – Srovnání účinností s výsledky jiných autorů [36, 86]

Experimentální zařízení, a tím také většina okrajových podmínek (rozměry generátoru, tepelná izolace, rozsah otáček ventilátoru a obecně regulovatelnost technologie), které autoři používali, bylo stejné jako v této práci. Jako zplyňovací médium oba autoři použili vzduch. Autor [86] toto zplyňovací médium ještě předehříval na teplotu cca 250 °C a ve své práci

vypočítal pouze účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} , proto v grafu nejsou uvedeny hodnoty ostatních účinností. Autor [36] ve své práci uvádí i další hodnoty účinností, v grafu jsou však uvedeny pouze relevantní výsledky ve vztahu k této práci. Hodnoty účinností u TAP jsou uvedeny vždy nejvyšší dosažené, a to bez ohledu na to, při jaké teplotě byly dosaženy.

Jak ze srovnání vyplývá, hodnoty účinností dosažené při zplyňování TAP nedosahují hodnot zjištěných oběma autory při zplyňování biomasy. Významnou roli ve snížení účinnosti hraje fakt, že generátor byl navržen pro zplyňování biomasy.

Příčiny nižších účinností ukazuje výpočet energetické bilance zplyňování TAP, který dává přehled o rozložení energetických toků v procesu. Velmi důležitou informací je, že energie obsažená v nedopalu představuje cca 31–35 % veškeré energie vstupujícího paliva. To oproti 1,7 % nedopalu při zplyňování biomasy dle [86] představuje významný nárůst, který vysvětluje pokles vypočtených účinností oproti zplyňování biomasy.

Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií v energetické bilanci je dán nepřesnostmi měření, která odpovídá cca 3–6 % vstupující energie. V případě TAP se může tento rozdíl zvyšovat oproti například dřevěným peletám díky větší fluktuaci výhřevnosti paliva. Tuto proměnlivost je však kvůli původu odpadů a charakteru TAP obtížné omezit. Tím, že výhřevnost paliva vstupuje i do výpočtů účinnosti lze předpokládat, že výsledné vypočtené účinnosti mohou být zatíženy obdobnou odchylkou. Ve vztahu k výsledkům, kdy účinnost je mnohem menší než u zplyňování biomasy, je to však zanedbatelné. Trend, že účinnost při zplyňování TAP na tomto zařízení je výrazně nižší než při zplyňování biomasy, je však prokazatelný.

K tomu, že pokles jednotlivých účinností v procentech je rozdílný oproti výsledku autora [36], tj. že všechny účinnosti nejsou např. o 20 % nižší, přispívá rozdílné chemické složení paliva a vyrobeného plynu při zplyňování TAP a biomasy.

Dosažené účinnosti výroby studeného plynu obou autorů, tj. 71,63 % [36] a 93,7 % [86], jsou vyšší než typické účinnosti výroby studeného plynu v reaktorech s pevným ložem, které leží v rozsahu 60–70 % [33]. Nejvyšší účinnost výroby studeného plynu při zplyňování TAP v této práci je 56,8 % a byla dosažena při zplyňovací teplotě 800 °C (nejvyšší průměrná byla 51,2 %). Pokles účinnosti na tuto hodnotu lze uspokojivě vysvětlit nárůstem energie obsažené v nedopalu, která vzrostla na cca 20násobek u zplyňování TAP oproti zplyňování biomasy na stejném zařízení.

Pro srovnání se zplyňováním RDF (TAP) jsem zvolil účinnost výroby studeného plynu η_{CE} , protože je nejčastěji používaná a publikována – je vhodným ukazatelem účinnosti generátoru a obsahu energie využitelné pro výrobu elektrické energie v plynových motorech. Navíc je její výpočet relativně jednoduchý a dá se tedy předpokládat i menší možnost chyby.

V tabulce 13 jsou uvedeny uveřejněné účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} pro zplyňování TAP ve zplyňovacích generátorech s pevným ložem při zplyňování vzduchem. Pro srovnání jsou uvedeny i výsledky pro fluidní lože.

Tabulka 13 – Srovnání účinnosti výroby studeného plynu při zplyňování TAP od různých autorů

Autor	Účinnost výroby studeného plynu	Poznámka
Tato práce	56,8 %	Pevné lože
ARENA a kol. [80]	55–63 % (s modifikátory 74–93 %)	Fluidní lože, 400 kW
ARENA a kol. [81]	60 %	Fluidní lože 400 kW
KHOSASAENG a kol. [87]	73 %	Pevné lože, 30 kW
RAO a kol. [88]	73–83 %	Pevné lože
CHIEMCHASRI a kol. [89]	66 %	Pevné lože
NÁSNER a kol. [90]	57–60 %	Pevné lože

Ze srovnání účinností výroby studeného plynu při zplyňování TAP provedené jinými autory vyplývá, že jimi dosahované účinnosti jsou zpravidla vyšší. To ukazuje na skutečnost, že konstrukce samotného generátoru (i přes své dobré vlastnosti při zplyňování biomasy, pro které byla patentována) není zcela vhodná pro zplyňování TAP.

11. ZÁVĚR

Disertační práce se zabývá možností zplyňování TAP v experimentální zplyňovací jednotce s pevným ložem se spodním podáváním paliva.

V úvodu se práce zaměřuje na přehled současného stavu problematiky. V jednotlivých kapitolách je popisován proces zplyňování z pohledu fyzikálních a chemických interakcí, a provozních a výkonových parametrů

Dále je uveden přehled technologií pro termochemickou konverzi pevných odpadů, popis konceptů energetického využití odpadů na bázi zplyňování a realizované jednotky pro praktické průmyslové využití.

Z provedené rešerše vyplývá, že v zahraničí se pro spalování TAP staví speciální monozdroje a jsou provozovány i některé zplyňovací elektrárny velkých výkonů nejčastěji založené na principu fluidního zplyňování. Stále je však častá varianta, kdy je tuhé alternativní palivo bez užitku ukládáno na skládku, protože je jeho doprava a spálení ve vzdálené spalovně nákladnější. Pro tento typ paliva chybí zařízení malého a středního výkonu, která by umožnila využití TAP přímo v místě vzniku tak, aby se palivo nemuselo převážet do velkých vzdáleností. Vyrobený plyn by pak mohl být přímo v místě využit pro kombinovanou výrobu elektřiny a tepla, které by mohly být využity přímo v místě na dotříd'ovacích linkách, která produkují TAP apod.

Pro tyto malé výkony zplyňovacích jednotek je vhodné použít konstrukčně jednodušší zplyňovací generátor s pevným ložem. Publikované výsledky výzkumu z posledních cca deseti let v oblasti zplyňování TAP se však nejčastěji týkají zplyňování v generátoru s fluidním ložem. V případě zplyňování v generátoru s pevným ložem jsou publikována data z laboratorních zařízení. Chybí tak výsledky ze zplyňování TAP v generátoru s pevným ložem ve větších zařízeních poloprovozního charakteru. Takovým zařízením poloprovozního charakteru (především co se velikosti výkonu týče) je patentovaná instalace experimentálního zplyňovacího zařízení ve Výzkumném energetickém centru, jejímž základem je generátor speciální konstrukce vyvinutý pro zplyňování biomasy.

Cílem disertační práce bylo zprovoznění a nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování TAP v patentovaném experimentálním zařízení, ve kterém byla dosud zplyňována pouze biomasa, a dále srovnání této účinnosti s účinností dosaženou při zplyňování biomasy na tomto zařízení a účinnostmi ze zplyňování TAP v zahraničí.

Výše uvedený hlavní cíl, tedy zprovoznění a nalezení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování, je v práci rozdělen do několika dílčích částí:

- 1) Zprovoznění experimentálního zařízení
- 2) Experimentální měření
- 3) Výpočet účinnosti a energetické bilance procesu zplyňování
- 4) Stanovení provozního režimu s nejvyšší účinností při zplyňování TAP
- 5) Srovnání výsledků s uveřejněnými daty ze zplyňování

Zprovoznění experimentálního zařízení

Hlavní rozdíl oproti dosavadnímu provozu zařízení byl přechod na zplyňování TAP oproti biomase ve formě pelet, na které bylo zařízení konstruováno. Bylo tak nezbytné poznat vlastnosti TAP, které bude použito, a ověřit, zda současné podávací schopnosti šnekových dopravníků jsou pro TAP vyhovující. Po tomto ověření byl zpracován postup přípravy zařízení před uvedením do provozu a postup uvedení zařízení do provozu. První pokus na zařízení ukázal nutnost úpravy postupu uvedení do provozu. Další pokusy ukázaly, že po úpravě tohoto postupu je provoz zařízení na TAP možný a je možné provedení potřebných experimentálních měření za účelem výpočtu účinnosti.

Experimentální měření

Cílem provedení experimentů pro různé zplyňovací teploty bylo získání podrobných informací o procesu zplyňování TAP v zařízení a především dat pro výpočet účinnosti procesu.

Nejvyšší průměrná výhřevnost vyrobeného plynu $4,7 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ byla naměřena při zplyňovací teplotě $750 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Při maximální provozní teplotě $950 \text{ }^{\circ}\text{C}$ byla výhřevnost o cca 20 % nižší.

Zplyňovací zkoušky potvrdily, že zplyňovací teplota má rozhodující vliv na složení a výhřevnost vyrobeného plynu. Generátor při experimentech pracoval v ustáleném stavu – proces zplyňování se podařilo udržet po dlouhou dobu na požadované teplotě s přijatelnou odchylkou – to bylo docíleno správným uvedením do provozu při zplyňování TAP a vhodně určeným provozním režimem zplyňovacího procesu.

Průměrná hodnota koncentrace TZL v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem byla cca $29000 \text{ mg/m}^3_{\text{N}}$. Nejvyšší hodnota byla naměřena $31265 \text{ mg/m}^3_{\text{N}}$ u vzorku odebraném při zplyňovací teplotě $950 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Naměřené hodnoty jsou vyšší než koncentrace TZL

při zplyňování biomasy na tomto zařízení. Je to dáno především nižší sypanou hmotností paliva a výrazně vyšším (cca 20krát) obsahem popela v palivu.

Obsah dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách za generátorem se pohyboval v širokém rozmezí s výrazným maximem při teplotě 750 °C, kdy byla naměřena hodnota 6125 mg/m³_N. To je zhruba 7krát vyšší hodnota než při teplotě 950 °C. Ve srovnání s koncentracemi dehtů při zplyňování biomasy jsou naměřené hodnoty cca dvakrát vyšší. To je dáno především jiným charakterem paliva. Při zplyňování TAP v experimentálním generátoru lze sledovat předpokládaný průběh obsahu dehtů v plynu v závislosti na teplotě.

Průměrná hodnota nedopalu v popelu vystupujícím ze zařízení byla 82,6 %. Nejvyšší hodnota byla naměřena 87,9 % u vzorku při teplotě 950 °C, což není výrazná odchylka od průměru. Průměrná hodnota nedopalu při zplyňování TAP je tedy mnohem vyšší než hodnota nedopalu 65 % [86], která byla vypočtena u tohoto zařízení při zplyňování biomasy. Vzhledem k celkovému objemu popela u TAP (který je ve srovnání s biomasou větší) představuje energie v nedopalu významnou část ze vstupní energie v palivu. Vysoká hodnota nedopalu ve srovnání s biomasou je pravděpodobně způsobena spékáním TAP, které může zamezovat zplynění uhlíku v palivu. Tomu odpovídá i skutečnost, že nejhorší hodnota je při nejvyšší teplotě, při níž dochází k částečnému spékání paliva již ve vstupu do generátoru v horní části šnekového dopravníku.

Výpočet účinnosti a energetické bilance procesu zplyňování

U zplyňování můžeme využít několik způsobů vyjádření účinnosti, které se dají využít především ve vztahu k možnému použití technologie (plánovanému využití vyrobeného plynu).

Nejvyšší hodnota průměrné celkové účinnosti konverze uhlíku η_C 73,5 % byla vypočtena pro teplotu 850 °C.

Nejvyšší hodnota průměrné účinnosti přeměny uhlíku do hořlavých plynů η_{C-H} 52 % byla určena pro teplotu 750 °C.

Nejvyšší hodnota průměrné účinnosti výroby horkého plynu η_{HE} 70,8 % byla, stejně jako u celkové účinnosti konverze uhlíku η_C , vypočtena pro teplotu 850 °C.

Nejvyšší hodnota průměrné účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} 51,2 % byla určena pro teplotu 800 °C.

Pro získání přehledu o rozložení energetických toků procesu byla vypočtena energetická bilance zplyňování TAP. Dominantní vstupní energie je samozřejmě chemická energie

přivedená v palivu. Z bilance vyplývá, že energie obsažená v nedopalu představuje cca 31–35 % veškeré energie vstupujícího paliva. To oproti výsledku 1,7 % [86] při zplyňování biomasy na stejném zařízení představuje enormní nárůst.

Stanovení provozního režimu s nejvyšší účinností zplyňování TAP

Pro toto stanovení byla zvolena jako hlavní ukazatel účinnost výroby studeného plynu η_{CE} . Je to z toho důvodu, že je nejčastěji používána v odborné literatuře

Nejvyšší zjištěná hodnota účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} byla 56,8 %.

Z toho vyplývá, že provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování TAP na tomto zařízení byl při zplyňovací teplotě 800 °C, otáčkách odtahového ventilátoru 2 500 ot/min a otáčkách podávacího šneku 0,5 ot/min.

Pro případný dlouhodobý provoz zařízení je vhodné zhodnotit zjištěný režim s nejvyšší účinností z pohledu dalších parametrů zplyňování. Jako hodnocené parametry byly zvoleny výhřevnost vyrobeného plynu, obsah TZL a obsah dehtů ve vyrobeném plynu, protože ovlivňují možnosti dalšího využití plynu a požadavky na jeho čištění.

Výhřevnost plynu, koncentrace TZL a koncentrace dehtů v plynu jsou při zplyňovací teplotě 800 °C na téměř nejpriznivějších hodnotách a lze tak přepokládat, že provozní režim s nejvyšší účinností zplyňování TAP na experimentálním zařízení bude optimální i pro dlouhodobý provoz zařízení.

Srovnání výsledků s uveřejněnými daty ze zplyňování

Dosažené účinnosti výroby studeného plynu v tomto generátoru při zplyňování biomasy v minulosti byly 71,63 % [36] a 93,7 % [86]. Tyto hodnoty jsou vyšší než typické účinnosti výroby studeného plynu generátorů s pevným ložem, které obvykle leží v rozsahu 60–70 % [33]. Nejvyšší dosažená účinnost výroby studeného plynu při zplyňování TAP v této práci je 56,8 % a byla dosažena při zplyňovací teplotě 800 °C (nejvyšší průměrná byla 51,2 %). Pokles účinnosti na tuto hodnotu lze uspokojivě vysvětlit nárůstem energie obsažené v nedopalu, která vzrostla na cca 20násobek u zplyňování TAP oproti zplyňování biomasy.

Ze srovnání účinností výroby studeného plynu při zplyňování TAP provedené jinými autory vyplývá, že jimi dosahované účinnosti jsou zpravidla vyšší. To ukazuje na skutečnost, že konstrukce samotného generátoru, i přes své dobré vlastnosti při zplyňování biomasy, není zcela vhodná pro zplyňování TAP.

11.1 PŘÍNOS PRO VĚDNÍ OBOR

Přínosem pro vědní obor je zjištění dat o procesu zplyňování a výpočet hodnot účinnosti při zplyňování TAP v generátoru s pevným ložem s patentovanou speciální konstrukcí. V tomto zařízení lze zplyňovat TAP. Při zplyňování lze dosáhnout účinnosti výroby studeného plynu η_{CE} až 56,8 %. Z hlediska konkrétního užití pro vědní obor budou výsledky využity pro navazující vědeckovýzkumnou činnost Výzkumného energetického centra Ostrava, VŠB-TUO, a to z hlediska dalšího vývoje zplyňovací jednotky a výzkumu čištění vyrobeného plynu. Zkušenosti, získané touto prací, budou plynule využívány v pedagogické činnosti pracoviště pro výchovu odborníků v oblasti zplyňování.

11.2 PŘÍNOS PRO PRAXI

Informace v disertační práci budou sloužit společností zabývajícím se vývojem zplyňovacích technologií, případně společností hospodařícím s odpady, které by chtěly vyvíjet zařízení pro zplyňování TAP malých výkonů.

11.3 DOPORUČENÍ NA DALŠÍ VÝZKUM

Další výzkum by mohl být zaměřen na využití poznatků a jejich prohloubení:

- v oblasti možnosti snížení nedopalu při zplyňování TAP, čímž se zvýší účinnost celého systému a zmenší nároky na manipulaci s popelem,
- v oblasti vlivu modifikátorů (dolomitu a halloysitu) na proces v generátoru, zejména na teplotu spékání a hodnocení jejich vlivu na samotný zplyňovací proces a kvalitu plynu,
- v oblasti zplyňování směsi TAP a biomasy nebo uhlí,
- v oblasti čištění a chlazení vyrobeného plynu s ohledem na různé možnosti jeho využití,
- v oblasti ekonomiky provozu.

Další výzkum by také mohl být například zaměřen na technickoekonomický návrh komerční zplyňovací jednotky na TAP s potřebným čištěním výsledných spalín (vyrobeného plynu) v podmínkách legislativy ČR.

12. CONCLUSIONS

This dissertation deals with the possibility of solid alternative fuel gasification in an experimental gasifier with a fixed bed with lower feeding.

In the introduction, the thesis focuses on the current situation. The individual chapters describe the process of gasification in terms of physical and chemical interactions, and the operating and performance parameters.

Further, there is an overview of technologies for thermochemical solid waste conversion, a description of concepts of energetic utilization of wastes based on gasification and existing gasifiers for practical industrial use.

The research shows that special plants are being built for RDF combustion abroad and there are also some large-scale gasification plants, most often based on the principle of fluidized gasification. However, solid alternative fuel is frequently put into a landfill because its transportation and incineration at a remote incinerator are more expensive. For this type of fuel there is no plant of small and medium power that would allow the use of the RDF at the point of origin so that the fuel need not be transported great distances. The produced gas could then be used directly for use in the cogeneration of electricity and heat, which could be used directly in the spot on the sorting lines that produce RDF etc.

For these small gasifiers, it is convenient to use a structurally simpler fixed bed gasifier. However, results published in the last ten years of research in the field of RDF gasification most often concern gasification in a fluidized bed gasifier. In cases of gasification in a fixed bed gasifier, data from laboratory equipment is published. Thus, the results of RDF gasification in the fixed bed gasifier in larger semi-operative installations are missing. Such a semi-operative gasifier (especially in terms of performance) is the patented gasifier at the Research Energy Center, based on a special-purpose generator developed for biomass gasification.

The aim of this dissertation was to put into operation and to find the operating mode with the highest efficiency of RDF gasification in a patented gasifier in which only biomass was gasified, and compare this efficiency with the efficiency of biomass gasification in this plant and the effects of RDF gasification abroad.

The above-mentioned main aim, namely commissioning and finding the most efficient mode of operation, is divided into several sub-sections:

- 1) Commissioning an experimental gasifier
- 2) Experimental measurements

- 3) Calculation of the efficiency and energy balance of the gasification process
- 4) Determining the operating mode with the highest efficiency of RDF gasification
- 5) Comparison of results with published gasification data

Commissioning experimental gasifier

The main difference compared to the current operation of the gasifier was the switch to RDF gasification from biomass in the form of pellets on which the gasifier was designed. It was therefore necessary to know the properties of the RDF which will be used to verify that the current feeding capability of screw conveyors is compatible with RDF. After these verifications, the process of gasifier preparation before commissioning and the procedure of the commissioning was elaborated. The first attempt on the gasifier showed the necessity to modify the commissioning procedure. Further experiments showed that after adjusting this procedure, the operation of the gasifier for RDF is possible, and it is also possible to carry out the necessary experimental measurements to calculate efficiency.

Experimental measurements

The aim of this part was to perform experiments for different gasification temperatures to obtain detailed information about the RDF gasification process in the plant and especially the data to calculate the process efficiency.

The highest average calorific value of the produced gas of $4.7 \text{ MJ/m}^3_{\text{N}}$ was measured at a gasification temperature of 750°C . At the maximal operating temperature of 950°C , the calorific value was approximately 20% lower.

Gasification tests confirmed that the gasification temperature has a decisive influence on the composition and calorific value of the produced gas. The gasifier worked in a steady state – the gasification process was maintained for a long time at the desired temperature with an acceptable deviation – this was achieved by the proper commissioning of RDF gasification and a suitably determined operating mode of the gasification process.

The average particulate matter (hereinafter PM) concentration in dry gas under normal conditions after the gasifier is approximately $29000 \text{ mg/m}^3_{\text{N}}$. The highest value was measured at $31265 \text{ mg/m}^3_{\text{N}}$ in a sample taken at a gasification temperature of 950°C . The measured values are higher than the PM concentration at biomass gasification on this gasifier. This is

mainly due to a lower bulk density of fuel and a significantly higher (approximately 20 times) ash content in the fuel.

The tar content in dry gas under normal conditions after the gasifier fell within a wide range with a significant peak at 750 °C where the value of 6125 mg/m³_N was measured. This is approximately 7 times higher than at 950 °C. Compared to tar concentrations in biomass gasification, the measured values are approximately twice as high. This is mainly due to the different chemical composition of the fuel. Thus, it can be stated that RDF gasification in the experimental gasifier can be followed by the predicted tar contents in the gas depending on temperature.

The average unburned carbon value emerging from the gasifier was 82.6 %. The highest value was measured at 87.9 % for the sample at 950 °C, which is not a significant deviation from the average. The average unburned carbon value of RDF gasification is much higher than the unburned carbon value of 65 % [86] that was calculated for this gasifier at biomass gasification. Due to the total volume of ash in RDF (which is larger than biomass), the energy in the unburned carbon is a very significant part of the input energy of the fuel. A high unburned carbon value compared to biomass unburned carbon value is probably caused by RDF sintering, which can preclude carbon gasification in the fuel. This also corresponds to the fact that the worst value is at the highest temperature, at which partial fuel sintering occurs at the input of the gasifier at the top of the screw conveyor.

Calculation of efficiency and energy balance of the gasification process

In gasification we can use several ways of expressing efficiency, which can be used mainly in relation to the possible use of technology (planned use of produced gas).

The highest value of average carbon conversion efficiency of 73.5 % was calculated for 850 °C.

The highest value of average carbon conversion to flammable gases of 52 % was determined at 750 °C.

The highest value of average hot gas production efficiency of 70.8 % was, as in the case of the overall carbon conversion efficiency, calculated at 850 °C.

The highest value of average efficiency of cold gas production of 51.2 % was determined at 800 °C.

To obtain an overview of the energy flow of the process, the energy balance of the RDF gasification was calculated. Dominant input energy is, of course, chemical energy supplied in

fuel. The balance shows that the energy contained in the unburned carbon represents about 31-35 % of all energy entering the fuel. This, compared to the 1.7 % [86] result in biomass gasification, represents an enormous increase.

Determination of operating mode with maximum efficiency RDF gasification

For this determination, the efficiency of the cold gas production was chosen as the main indicator. This is because it is most commonly used in professional literature.

The highest observed value of the cold gas production efficiency was 56.8 %.

This means that the operating mode with the highest efficiency of RDF gasification on this gasifier was at a gasification temperature of 800 °C, a blower speed of 2500 rpm and a feed screw speed of 0.5 rpm.

For the long-term operation of the plant, it is worthwhile to evaluate the most efficiently detected mode with regard to other gasification parameters. The chosen parameters were the calorific value of the produced gas, the PM content and the tar content of the produced gas because these influence the possibilities of further gas utilization and the requirements for its cleaning.

Gas heat, PM and gas tar concentrations are at almost 800 °C at gasification temperature at the best values and it can be assumed that the highest RDF gas operation mode on an experimental gasifier will be optimal even for long-term operation of the gasifier.

Comparison of results with published gasification data

The efficiency of cold gas production during biomass gasification in this gasifier was 71.63 % [36] and 93.7 % [86] in the past. These values are higher than the typical efficiency of cold gas production of fixed bed gasifier, which are in the usual range of 60-70 % [33].

The highest achieved efficiency of cold gas production in this RDF gasification is 56.8 % and was achieved at a gasification temperature of 800 °C (the highest average was 51.2 %). The decrease in efficiency to this value can be satisfactorily explained by the increase in the energy contained in unburned carbon, which increased to approximately 20 times the RDF gasification compared to biomass gasification.

Comparison of the cold gas production efficiency of RDF gasification by other authors suggests that their efficiency is generally higher. This shows that the construction of the gasifier itself, despite its good biomass gasification properties, is not entirely suitable for RDF gasification.

12.1 CONTRIBUTION FOR SCIENTIFIC DISCIPLINE

The benefit of this thesis to the science is to obtain and investigate experimental data and to determine the efficiency values of RDF gasification in a fixed bed generator designed for biomass gasification. Measured data indicate that the efficiency of the cold gas production can be up to 56.8 %. The results will be used for the follow-up scientific projects at Energy Research Center (VŠB- Technical University of Ostrava), where research activities related to the further development of the gasification unit and purification of the produced gas are carried out. The experience gained from this work will be used continuously in the pedagogical work of the workplace for the education of experts in the field of gasification.

12.2 CONTRIBUTION FOR PRACTICE

The dissertation thesis contains valuable findings that will be used by companies involved in the development of gasification technologies or waste management companies that would like to develop small-capacity RDF gasification plants.

12.3 RECOMMENDATION FOR FURTHER RESEARCH

Further research should be focused on the use of knowledge and its deepening:

- in the reduction of unburnt carbon in RDF gasification process which could increase the efficiency of the entire system and reduce ash handling requirements,
- in the investigation of influence of modifiers (dolomite and halloysite) on processes in the reactor, especially the temperature of sintering and the quality of the gas in terms of composition,
- in the area of gasification of a mixture of TAP and biomass or coal,
- in cleaning and cooling of the produced gas with regard to the various end-use applications,
- in economy of operation.

Another research could also be focused, for example, on the technical-economic proposal of a commercial unit for RDF gasification with the necessary cleaning of the produced gas under the conditions of the Czech legislation.

13. POUŽITÁ LITERATURA

- [1] Český patent č. 304091
- [2] TWARDOWSKA, I., ALLEN, H.E., KETTRUP, LACY, W.J., *Solid Waste: Assessment, Monitoring, Remediation; Thermal waste treatment - a necessary element for sustainable waste management (P.H. Brunner, L. Morf, H. Rechberger)*. Elsevier B.Y, Amsterdam, 1222 s, 2004
- [3] PORTEOUS, A., Why energy from waste incineration is an essential component of environmentally responsible waste management. *Waste management*, 2005, 25.4: 451-459.
- [4] PSOMOPOULOS, C. S.; BOURKA, A.; THEMELIS, NICKOLAS J. Waste-to-energy: A review of the status and benefits in USA. *Waste Management*, 2009, 29.5: 1718-1724.
- [5] RECHBERGER, H., SCHÖLLER, G., Comparison of Relevant Air Emissions from Selected Combustion Technologies. Project CAST. *CEWEP – Congress, Waste-to-Energy in European Policy*, 18 May 2006.
- [6] EUROPEAN COMMISSION 2006., Integrated Pollution Prevention and Control. Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration August 2006, [cit. 2018-06-06]. Dostupné z WWW: <eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/wi_bref_0806.pdf>
- [7] CRILLESEN, K., SKAARUP, J., *Management of Bottom Ash from WTE Plants*, 2006, ISWA-WG Thermal Treatment Subgroup Bottom Ash from WTE-Plants, [cit. 2018-04-06]. Dostupné z WWW: <http://www.iswa.org/uploads/tx_iswaknowledgebase/Bottom_ash_from_WTE_2006_01.pdf>.
- [8] CONFEDERATION OF EUROPEAN WASTE-TO-ENERGY PLANTS 2011. Environmentally sound use of bottom ash. [cit. 2018-04-06]. Dostupné z WWW:< http://www.cewep.eu/information/publicationsandstudies/statements/ceweppublications/m_722>.
- [9] CONSONNI, S., GIUGLIANO, M., GROSSO, M., Alternative strategies for energy recovery from municipal solid waste. Part A: Mass and energy balances. *Waste Management*, 2005, 25: 123–135.

- [10] PSOMOPOULOS, C. S., BOURKA, A., THEMELIS, NICKOLAS J., Waste-to-energy: A review of the status and benefits in USA. *Waste Management*, 2009, 29.5: 1718-1724.
- [11] ASTRUP, T., *Management of APC residues from WTE Plants*, 2008, ISWA-WG Thermal Treatment of Waste, 2 ed., [cit. 2018-04-06]. Dostupné z WWW: <http://www.iswa.org/uploads/tx_iswaknowledgebase/Management_of_APC_residues_from_W-t-E_Plants_2008_01.pdf>.
- [12] SAMARAS P., KARAGIANNIDIS A., KALOGIROU E., THEMELIS N., KONTOGIANNI S., An inventory of characteristics and treatment processes for fly ash from waste-to-energy facilities for municipal solid wastes, *3rd Int. Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venice, Italy*, 8–11 November, 2010. CISA Publisher, Italy- ISBN 978-88-6265-008.
- [13] MCKAY, G., Dioxin characterisation, formation and minimisation during municipal solid waste (MSW) incineration: review. *Chemical Engineering Journal*, 2002, 86.3: 343-368.
- [14] BUEKENS, A., CEN, K. Waste incineration, PVC, and dioxins. *Journal of Material Cycles and Waste Management*, 2011, 13.3: 190-197.
- [15] ARENA, U., MASTELLONE M.L., Fluidized bed gasification of RDF and PDF. 2009. *AMRA Scientific Report*. ISBN 978-88-89972-10-6
- [16] HEERMANN, C., SCHWAGER, F. J., WHITING, K. J., *Pyrolysis & Gasification of waste: A worldwide technology & business review*. 2nd Edition. Juniper Consultancy Services, 2001.
- [17] KNOEF, H., *Practical aspects of biomass gasification, chapter 3 in Handbook Biomass Gasification edited by H. Knoef*. BTG-Biomass Technology Group (BTG), ISBN: 90–810068-1–9. Enschede, 2005.
- [18] MALKOW, T., Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal. *Waste management*, 2004, 24.1: 53-79.
- [19] DEFRA, *Advanced thermal treatment of municipal solid waste*. Enviro Consulting Limited on behalf of Department for Environment, Food & Rural Affairs (Defra), 2007, [cit. 2018-04-16]. Dostupné z WWW: <<http://www.recycleforgloucestershire.com/CHttpHandler.ashx?id=59163&p=0>>.

- [20] E4TECH, *Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes*. NNFCC project 98/008, 2009, [cit. 2018-04-16]. Dostupné z WWW: <<http://www.e4tech.com/reports/review-of-technologies-for-gasification-of-biomass-and-wastes/>>.
- [21] YOUNG, G., *Municipal solid waste to energy conversion processes: economic, technical, and renewable comparisons*. John Wiley & Sons, 2010.
- [22] STANTEC, *Waste to Energy - A technical review of municipal solid waste thermal treatment practices*. Final Report for Environmental Quality Branch Environmental Protection Division. Project No.: 1231-10166, 2010, [cit. 2018-04-16]. Dostupné z WWW: <<http://www.env.gov.bc.ca/epd/epdpa/mpp/pdfs/BCMOE-WTE-Emissions-final.pdf>>.
- [23] HIGMAN C. VAN DER BURGT M., *Gasification*, 2nd Edition., Ebook , 2008, Gulf Professional Publishing, 456 pp, ISBN-9780080560908
- [24] ALL Power Labs, *How Gasification Works*, cit. 2018-04-16]. Dostupné z WWW: <<http://www.allpowerlabs.com/gasification-explained>>
- [25] OCHODEK, T., NAJSER J., *Zplyňování biomasy I*. Ostrava: Vysoká škola báňská-Technická univerzita Ostrava, 2014. 106 pp. ISBN 978-80-248-3302-6
- [26] KAWAGUCHI, K., MIYAKOSHI, K., MOMONOI, K., *Studies on the pyrolysis behavior of gasification and melting systems for municipal solid waste*. *Journal of Material Cycles and Waste Management*, 2002, 4.2: 102-110.
- [27] DE SOUZA-SANTOS, M.L., *Solid Fuels Combustion and Gasification*. Marcel Dekker, Inc. 2004, ISBN: 0-8247-0971-3.
- [28] MASTELLONE, M. L., a kol. The O₂-enriched air gasification of coal, plastics and wood in a fluidized bed reactor. *Waste management*, 2012, 32.4: 733-742.
- [29] BASU, P., *Biomass gasification and pyrolysis practical design*, Elsevier, 2010, Oxford, United Kingdom, ISBN 978-0-12-374988-8.
- [30] STIEGLITZ, L., VOGG, H., On formation conditions of PCDD/PCDF in fly ash from municipal waste incinerators. *Chemosphere*, 1987, 16.8: 1917-1922.
- [31] MCKAY, G., Dioxin characterisation, formation and minimisation during municipal solid waste (MSW) incineration: review. *Chemical Engineering Journal*, 2002, 86.3: 343-368.

- [32] VEHLLOW, J., a kol., Dioxins in Waste Combustion—Conclusions from 20 Years of Research. 2005. *Bioenergy Australia*, 2005, Melbourne.
- [33] KNOEF, H., *Handbook biomass gasification*. Gas Net, 2005, ISBN: 978-90-810068-1-1.
- [34] C-TECH, *Thermal methods of municipal waste treatment*. C-Tech Innovation Ltd., UK. Biffaward Programme on Sustainable Resource Use. 2003. [cit. 2018-03-16]. Dostupné z WWW: < <http://www.resol.com.br/textos/Thermowaste.pdf> >.
- [35] ARENA, U., ZACCARIELLO, L., MASTELLONE, M. L., Fluidized bed gasification of waste-derived fuels. *Waste Management*, 2010, 30.7: 1212-1219.
- [36] CHŁOND, R. A., *Disertační práce: Zvyšování výhřevnosti a kvality plynu ze zplyňování biomasy*. Ostrava: Vysoká škola báňská- Technická univerzita Ostrava, 2012. 158 pp.
- [37] DE SOUZA-SANTOS. M.L., *Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation, and Equipment Operations Second Edition*, CRC Press, 2010, ISBN: 9781420047493, 508 pp
- [38] DEVI, L., PTASINSKI, K. J., JANSSEN, F. J.J. G., A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass and bioenergy*, 2003, 24.2: 125-140.
- [39] HIGMAN, CH., VAN DER BURT M., *Gasification – second edition*. Gulf Professional Publishing, 2011. 456 pp. ISBN-13: 978-0750685283.
- [40] RODANTE, F., VECCHIO, S., FAVERO, G., Kinetics and thermodynamic treatment of gasification process for some s-triazines. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2003, Vol. 74, pp. 121–139. ISSN: 1588-2926
- [41] HANKALIN, V., HELANTI, V., ISAKSSON, J., High efficiency power production by gasification., *Thirteenth International Waste Management and Landfill Symposium*, October 2011, CISA Publisher, Italy. ISBN 978-88-6265-000-7.
- [42] GRIMSHAW A.J., LAGO A., Small Scale Energos Gasification Technology. *3rd Int. Symposium on Energy from Biomass and Waste*, Venice, Italy, 8–11 November, 2010. CISA Publisher, Italy, 2010 ISBN 978-88-6265-008-3.
- [43] LI, X. T., a kol., Biomass gasification in a circulating fluidized bed. *Biomass and bioenergy*, 2004, 26.2: 171-193.
- [44] REED, T. B., *A Survey of Biomass Gasification, Volume 2, Principles of Gasification*. Publication SERI/TR-33-239, Solar Energy Research Institute, Colden, Colorado, 1979.

- [45] ARENA U., MASTELLONE M.L., Fluidized Pyrolysis and Gasification of Solid Wastes, *Proc. of Industrial Fluidization South Africa 2005*, The South African Institute of Mining and Metallurgy 2005, ISBN 1-919782-83-0, pp. 53–68.
- [46] SUZUKI, A., NAGAYAMA, S., High efficiency WtE power plant using hightemperature gasifying and direct melting furnace, *Thirteenth International Waste Management and Landfill Symposium*, 3-7 October 2011, Cagliari, Italy. CISA Publisher, Italy. 2011 ISBN 978-88-6265-000-7.
- [47] ZEVENHOVEN-ONDERWATER, M., a kol., The ash chemistry in fluidised bed gasification of biomass fuels. Part I: predicting the chemistry of melting ashes and ash–bed material interaction. *Fuel*, 2001, 80.10: 1489-1502.
- [48] ARENA, U., DI GREGORIO, F., AMORESE, C., MASTELLONE, M.L., A techno-economic comparison of fluidized bed gasification of two mixed plastic wastes. *Waste Management*, 2011, 31.7: 1494-1504.
- [49] MILNE, T.A., EVANS, R.J., ABATZOGLOU, N., *Biomass Gasifier ‘Tars’: Their Nature, Formation and Conversion*, NREL Technical Report (NREL/TP-570–25357), National Energy Laboratory. 1998, Golden, Colorado, USA.
- [50] KUNII, D., LEVENSPIEL, O., Octave. Fluidized reactor models. 1. For bubbling beds of fine, intermediate, and large particles. 2. For the lean phase: freeboard and fast fluidization. *Industrial & engineering chemistry research*, 1990, 29.7: 1226-1234.
- [51] CHRZ V., *Zplyňování dřevního odpadu pro náhradu ušlechtilých paliv a výrobu elektrické energie*. ČEA, 1997, Praha.
- [52] HARADA, *Mitsui Recycling 21 – Pyrolysis Gasification and Melting Process – Toyohashi R21 Plant*. IEA presentation. 2003. cit. [2018-02-06]. Dostupné z WWW: <http://www.ieabcc.nl/workshops/Tokyo_Joint_Meeting/02_Mitsui.pdf>
- [53] GRIMSHAW A.J., LAGO A., Small Scale Energos Gasification Technology. *3rd Int. Symposium on Energy from Biomass and Waste*, Venice, Italy, 8–11 November, 2010. CISA Publisher, Italy, 2010 ISBN 978-88-6265-008-3.
- [54] ENERGOS, “*Energy from Waste*”, February 16, 2011, cit. [2018-02-06]. Dostupné z WWW: <<http://www.energ.co.uk/energy-from-waste>>
- [55] PGP Terminal, a.s., cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.pgpt.cz/cz/plazmova-technologie/co-je-to-plazma.html>>

- [56] WILLIAMS R.B., JENKINS B.M., NGUYEN D., *Solid waste conversion. A review and database of current and emerging technologies*. Final Report IWM-C0172. University of California Davis. 2003.
- [57] WILLIS, K.P., OSADA, S., WILLERTON, K.L., Plasma Gasification: Lessons Learned at Ecovalley Wte Facility. *Proceedings of the 18th Annual North American Wasteto-Energy Conference NAWTEC18*, May 11–13, 2010. Orlando, USA.
- [58] LOMBARDI, L., CARNEVALE, E., CORTI, A., Analysis of energy recovery potential using innovative technologies of waste gasification. *Waste management*, 2012, 32.4: 640-652.
- [59] HETLAND J., LYNUM S., SANTEN S., *Sustainable energy from waste by gasification and plasma cracking, featuring safe and inert rendering of residues. Resent experiences for reclaiming energy and ferrochrome from the tannery industry*. New and Renewable Energy Technologies for Sustainable Development / edited by Naim Hamdia Afgan and Maria da Graca Carvalho. 2004 (s. 427-739). Hackensack, N.J: World Scientific.
- [60] Nippon Steel & Sumikin Engineering Co., Ltd, 2013, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<https://www.eng.nssmc.com/english/business/catalog/>>
- [61] JFE Engineering, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.jfe-eng.co.jp/en/>>
- [62] JFE Engineering, Waste to Energy Plants, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <http://www.jfe-eng.co.jp/en/products/environment/urban_environment/urb01.html>
- [63] EBARA ENVIRONMENTAL PLANT CO.,LTD, Fluidized-bed gasification and ash melting systém, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.eep.ebara.com/en/products/melting.html>>
- [64] KOBELCO ECO-SOLUTIONS Co.,Ltd., cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <http://www.kobelco-eco.co.jp/english/product/haikibutushori/ryudo_q3.html>
- [65] EBARA ENVIRONMENTAL PLANT CO.,LTD, Pressurized twin internally circulating fluidized-bed gasification system (PTIFG), cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.eep.ebara.com/en/products/gas.html>>
- [66] ENERGOS Limited, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.energus.com/energus-technology/plant-information/>>

- [67] TAKUMA Co., Ltd. Takuma-Waste pyrolysis gasification and melting system, cit. [2018-04-23]. Dostupné z WWW: <https://www.env.go.jp/recycle/circul/venous_industry/en/skill_pdf/t052.pdf>
- [68] Plasco Energy Group Inc., cit. [2018-08-27]. Dostupné z WWW: <<http://www.plascoenergygroup.com/our-technology/the-plasco-process/>>
- [69] CHO POWER, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <<http://www.cho-power.com/en/our-references.php#morcenx>>
- [70] JUNIPER RATINGS REPORT část Gasification, Juniper Consultancy Services Limited, Bathurst House, Bisley, GL6 7NH England, 2008, cit. [2018-03-21]. Dostupné z WWW: <http://www.localenergyindependence.org/Gasification_Ratings_1-01.pdf>.
- [71] STEINER, C., KAMEDA, O., OSHITA, T., SATO, T., EBARA's fluidized bed gasification: Atmospheric 2 × 225 t/d for shredding residues recycling and two-stage pressurized 30 t/d for ammonia synthesis from waste plastics. *Proceedings of Second International Symposium on Feedstock Recycle of Plastics and Other Innovative Plastics Recycling Techniques*, Ostend, 8-11 September 2002.
- [72] SELINGER, A., STEINER, CH., SHIN, K., TwinRec - Bridging the Gap of Car Recycling in Europe, *International Automobile Recycling Congress*, March 12 - 14, 2003, Geneva, 2003.
- [73] OKUWAKI, A., Feedstock recycling of plastics in Japan. *Polymer Degradation and Stability*, 2004, 85.3: 981-988.
- [74] UCR-University of California Riverside, *Evaluation of emissions from thermal conversion technologies processing municipal solid waste and biomass*. Final Report for BioEnergy Producers Ass., 2009, cit. [2018-10-21]. Dostupné z WWW: <www.bioenergyproducers.org/documents/ucr_emissions_report.pdf>.
- [75] TANIGAKI N., MANAKO K., OSADA M., Co-gasification of municipal solid waste and material recovery in a large-scale gasification and melting system. *Waste Management*, 2012, 32.4: 667-675.
- [76] DE FILIPPIS, P., BORGIANNI, C., PAOLUCCI, M., POCHETTI, F., Prediction of syngas quality for two-stage gasification of selected waste feedstocks. *Waste management*, 2004, 24.6: 633-639.

- [77] DALAI, A., K., a kol., Gasification of refuse derived fuel in a fixed bed reactor for syngas production. *Waste Management*, 2009, 29.1: 252-258.
- [78] GALVAGNO, S., a kol., Steam gasification of tyre waste, poplar, and refuse-derived fuel: a comparative analysis. *Waste management*, 2009, 29.2: 678-689.
- [79] SINGH R., K., a kol., Thermodynamic Modeling of Downdraft Gasification of RDF, *International Journal of Applied Engineering Research*, ISSN 0973-4562 Volume 6, Number 18 (2011) pp. 2159-2167
- [80] ARENA, U., ZACCARIELLO, L., MASTELLONE, M., L., Fluidized bed gasification of waste-derived fuels. *Waste Management*, 2010, 30.7: 1212-1219.
- [81] ARENA, U., DI GREGORIO, F., Gasification of a solid recovered fuel in a pilot scale fluidized bed reactor. *Fuel*, 2014, 117: 528-536.
- [82] VĚŽNÍKOVÁ, H., PALOZO II typ náhradního paliva pro cementárny a vápenky, *Zpráva o hodnocení číslo 099/12/TLO*, září 2012, 6 s., OZO Ostrava s.r.o.
- [83] JUREČEK, V., Linka k výrobě paliva PALOZO, analýzy vzorků, *Provozní řád linky k výrobě paliva*, duben 2012, 13 s., OZO Ostrava s.r.o.
- [84] PITRON, J., CHADZIANDONI, P., HRBÁČ, D., BRANDOVÁ, P., Zmapování produkce odpadů vhodných pro výrobu PALOZO II, *Projektový úkol Rady změn společnosti OZO Ostrava s.r.o.*, září 2014, 11 s., OZO Ostrava s.r.o.
- [85] JUREČEK, V., BIELAN, P., Náhradní palivo PALOZO II, Podniková norma Č. PN 01/2012, OZO Ostrava s.r.o.
- [86] NAJSER, J., *Disertační práce: Zplyňování dřeva pro kogeneraci*. Ostrava: Vysoká škola báňská - Technická univerzita Ostrava, 2008. 134 pp.
- [87] KHOSASAENG, T., SUNTIVARAKORN, T., Effect of Equivalence Ratio on an Efficiency of Single Throat Downdraft Gasifier Using RDF from Municipal solid waste. *2017 International Conference on Alternative Energy in Developing Countries and Emerging Economies*. 2017 AEDCEE, 25-26 May 2017, Bangkok, Thailand.
- [88] RAO, M., SINGH, S.P., SODHA, M.S., DUBEY, A.K., SHYAM, M., Stoichiometric, mass, energy and exergy balance analysis of countercurrent fixed-bed gasification of post-consumer residues, *Biomass and Bioenergy*, Volume 27, Issue 2, 2004, Pages 155-171, ISSN 0961-9534,
- [89] CHIEMCHASRI, C., CHARNNOK, B., VISVANATHAN, C., Recovery of plastic wastes from dumpsite as refuse-derived fuel and its utilization in small gasification

system, *Bioresource Technology*, Volume 101, Issue 5, 2010, Pages 1522-1527, ISSN 0960-8524.

- [90] NÁSNER, A. M. L., a kol., Refuse Derived Fuel (RDF) production and gasification in a pilot plant integrated with an Otto cycle ICE through Aspen plus™ modelling: Thermodynamic and economic viability, *Waste Management*, Volume 69, 2017, Pages 187-201, ISSN 0956-053X,

14. VLASTNÍ PUBLIKACE K TÉMATU DISERTAČNÍ PRÁCE

Příspěvek v databázi Scopus

JANŠA J., PEER V., PAVLOKOVÁ P., *Effect of small-scale biomass gasification at the state of refractory lining the fixed bed reactor*, In *AIP Conference Proceedings. Volume 1745*. New York : American Institute of Physics, 2016, s. nestránkováno. ISBN 978-0-7354-1402-0.

JANŠA J., HRADÍLEK Z., JANŠA J., *Energy Balance of Biogas Station*, *Proceedings Of The 8th International Scientific Symposium On Electrical Power Engineering (Elektroenergetika 2015)*, 168-171. ISBN: 978-1-5108-1142-3.

PEER V., FRIEDEL P., JANŠA J., *Changes of the ash structure*, In *AIP Conference Proceedings. Volume 1745*. New York : American Institute of Physics, 2016, s. nestránkováno. ISBN 978-0-7354-1402-0.

Článek v odborném časopise

JANŠA J., PEER V., FRIEDEL P., *Possibilities of CO and H₂ Contents Change in the Syngas Produced by Biomass Gasification*, *Transactions of the VŠB - Technical University of Ostrava, Mechanical Series*, 1/2015, vol. LXI, article No. 1994, 15-26. ISSN 1804-0993.

Vybrané aktivity disertačního semináře

Aktivní spoluúčast na řešení projektu:

- Inovace pro efektivitu a životní prostředí - 2103/OP7419411
- Vývoj a analýzy energetických systémů, č. SP2013/220
- Pokročilé technologie pro výrobu tepla a elektřiny - 2505/TS7412911-5
- Enviromentální aspekty provozu energetických zařízení, č. SP2014/160
- Pre-seed aktivity VŠB-TUO - Energetické zdroje, CZ.1.05/3.1.00/13.0282
- Pre-seed aktivity VŠB-TUO II - Energetika, CZ.1.05/3.1.00/14.0317
- Pokročilé technologie pro výrobu tepla a elektřiny - 2505/TS7412911-5

Podíl na řešení doplňkové činnosti v návaznosti na téma DiP:

- Zpráva z měření parametrů zplyňovacího zařízení Lipany - pro firmu BPS PROJEKT CZ s.r.o. - HS 7411499
- Zpráva z měření složení plynu ze zplyňovacího zařízení Dalkia Industry Žiar nad Hronom - HS 7411513

- Měření parametrů zplyňovacího zařízení Dalkia Industry Žiar nad Hronom - HS 7411422
- Akreditované měření emisí v odpadním plynu z pyrolýzní jednotky s kogenerační jednotkou TEDOM Cento 180 ve Vratimově, při pyrolýze dvou typů paliv a dvou výkonech kogenerační jednotky - HS 741 1418, 741 1419, 741 1426 a 741 1427
- Zpráva z měření složení plynu při náběhu zplyňovacího zařízení Dalkia Industry Žiar nad Hronom - HS 7411525

15. SEZNAM PŘÍLOH

Příloha č. 1: Popis archivovaných parametrů systémem SCADA

Příloha č. 2: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 750 °C

Příloha č. 3: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 800 °C

Příloha č. 4: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 850 °C

Příloha č. 5: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 950 °C

Příloha č. 6: Tabulka naměřených a vypočtených dat

16. SEZNAM OBRÁZKŮ, GRAFŮ A TABULEK

Seznam obrázků

Obrázek 1 – Schematické zobrazení jednotlivých fází procesu zplyňování [24].....	13
Obrázek 2 – Složení generátorového plynu v závislosti na zplyňovacím poměru při zplyňování dřeva za tlaku 0,1 MPa [44].....	22
Obrázek 3 – Protiproudý generátor [25].....	27
Obrázek 4 – Souproudý generátor [25]	28
Obrázek 5 – Generátor s křížovým tokem [25]	28
Obrázek 6 – Typy fluidních generátorů [51]	30
Obrázek 7 – Schéma technologie Energoss Gasifier [54].....	31
Obrázek 8 – Schéma plazmového zplyňování [55]	32
Obrázek 9 – Zplyňovací generátor společnosti Nippon Steel [60].....	34
Obrázek 10 – Procesní schéma technologie společnosti Nippon Steel [60].....	35
Obrázek 11 – Přehled instalací společnosti JFE Engineering [61].....	35
Obrázek 12 – Zplyňovací generátor technologie společnosti JFE Engineering [61]	36
Obrázek 13 – Generátor a spalovací komory vyrobeného plynu zařízení EBARA Fluidized bed gasification (TIFG) & Ash melting system [63]	37
Obrázek 14 – Procesní schéma EBARA Fluidized bed gasification (TIFG) & Ash melting system [63]	37
Obrázek 15 – Procesní schéma EBARA Pressurized twin internally circulating Fluidized bed gasification system (PTIFG) [65]	38
Obrázek 16 – Schéma zařízení ENERGOS [66]	39
Obrázek 17 – Procesní schéma technologie firmy Plasco Energy Group [68]	40
Obrázek 18 – Schéma technologie firmy CHO Power [69]	41
Obrázek 19 – Schéma laboratorního zařízení použitého v článku. (1) vstřikovací čerpadlo, (2) regulátor teploty, (3) čidlo teploty, (4) elektrická pec, (5) generátor, (6) kondenzátor, (7)	

zásobník ledu, (8) led, (9) kolektor plynu, (10) roztok solanky, (11) válec s dusíkem, (12) hmotnostní regulátor průtoku, (14) ventil. [78].....	44
Obrázek 20 – Schéma laboratorního zařízení použitého v článku [78].....	45
Obrázek 21 – Schéma zplyňovací jednotky použité v článku [81]	47
Obrázek 22 – Schéma experimentální zařízení pro zplyňování ve VEC	50
Obrázek 23 – Ukázka vizualizace SCADA systému řízení experimentálního zařízení – obrazovka „Zplyňovací konvertor“	51
Obrázek 24 – Ukázka vizualizace SCADA systému řízení experimentálního zařízení – obrazovka „Odlučovače a chlazení“	52
Obrázek 25 – TAP PALOZO II při zkouškách podávacích schopností dopravníků.....	53
Obrázek 26 – Zjednodušené schéma šnekových dopravníků.....	55
Obrázek 27 – Prázdný zásobník paliva s protiklembovacím zařízením.....	56
Obrázek 28 – TAP ve šnekovém dopravníku viditelné v kontrolním průzoru.....	56
Obrázek 29 – Odběr TAP ze servisního otvoru.....	56
Obrázek 30 – Generátor experimentálního zplyňovacího zařízení	60
Obrázek 31 – Dopalovací komora experimentálního zplyňovacího zařízení.....	62
Obrázek 32 – Vynášení hořícího TAP šnekovým dopravníkem	63
Obrázek 33 – Schéma sestavy přístrojů pro měření plynných složek	67
Obrázek 34 – Fotografie části sestavy přístrojů pro měření plynných složek.....	68
Obrázek 35 – Schéma odběrové aparatury pro stanovení TZL a dehtů	77
Obrázek 36 –Odběrová aparatura pro stanovení TZL	78
Obrázek 37 – Odběrové místo TZL s osazenou sondou a vyhřívaným zachycovačem	78
Obrázek 38 – Schéma odběrové aparatury pro stanovení TZL a dehtů	82
Obrázek 39 –Odběrová aparatura pro stanovení dehtů	82

Seznam grafů

Graf 1 – Graf závislosti toku paliva na otáčkách.....	58
Graf 2 – Graf závislosti příkonu v palivu na otáčkách	59
Graf 3 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 750 °C	69
Graf 4 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 750 °C	70
Graf 5 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 800 °C	71
Graf 6 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 800 °C	72
Graf 7 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 850 °C	73
Graf 8 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 850 °C	74
Graf 9 – Průběh teplot a průtoků během režimu se zplyňovací teplotou 950 °C	75
Graf 10 – Průběh parametrů plynů během režimu se zplyňovací teplotou 950 °C	76
Graf 11 – Závislost koncentrace TZL ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě	80
Graf 12 – Závislost koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě.....	84
Graf 13 – Závislost nedopalu v popelu na zplyňovací teplotě	85
Graf 14 – Složení vyrobeného plynu v závislosti na zplyňovací teplotě.....	87
Graf 15 – Výhřevnost vyrobeného plynu v závislosti na zplyňovací teplotě.....	88
Graf 16 – Závislost koncentrace TZL ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě	89
Graf 17 – Závislost koncentrace dehtů ve vyrobeném plynu na zplyňovací teplotě.....	90
Graf 18 – Závislost nedopalu v popelu na zplyňovací teplotě	91
Graf 19 – Průměrné celkové účinnosti konverze uhlíku vypočtené z provedených experimentů	93
Graf 20 – Celkové účinnosti konverze uhlíku vypočtené z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru.....	93
Graf 21 – Průměrná celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů vypočtená z provedených experimentů.....	95
Graf 22 – Celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů vypočtená z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru	95

Graf 23 – Průměrná účinnost výroby horkého plynu z provedených experimentů.....	97
Graf 24 – Účinnost výroby horkého plynu z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru.....	97
Graf 25 – Průměrná účinnost výroby studeného plynu z provedených experimentů.....	99
Graf 26 – Účinnost výroby studeného plynu z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru.....	99
Graf 27 – Energetický balance zplyňování TAP pro teploty 750 °C, 800 °C, 850 °C a 950 °C	103
Graf 28 – Přehled průměrných vypočtených účinností procesu zplyňování TAP	104
Graf 29 – Přehled vypočtených účinností procesu zplyňování TAP z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru a typy účinností včetně průměrných hodnot.....	106
Graf 30 – Přehled vypočtených účinností procesu zplyňování TAP z provedených experimentů pro jednotlivé zplyňovací teploty a otáčky ventilátoru a typy účinností.....	107
Graf 32 – Koncentrací TZL a dehtů v suchém plynu při normálních podmínkách pro jednotlivé zplyňovací teploty.....	111
Graf 33 – Srovnání účinností s výsledky jiných autorů [36,86].....	112

Seznam tabulek

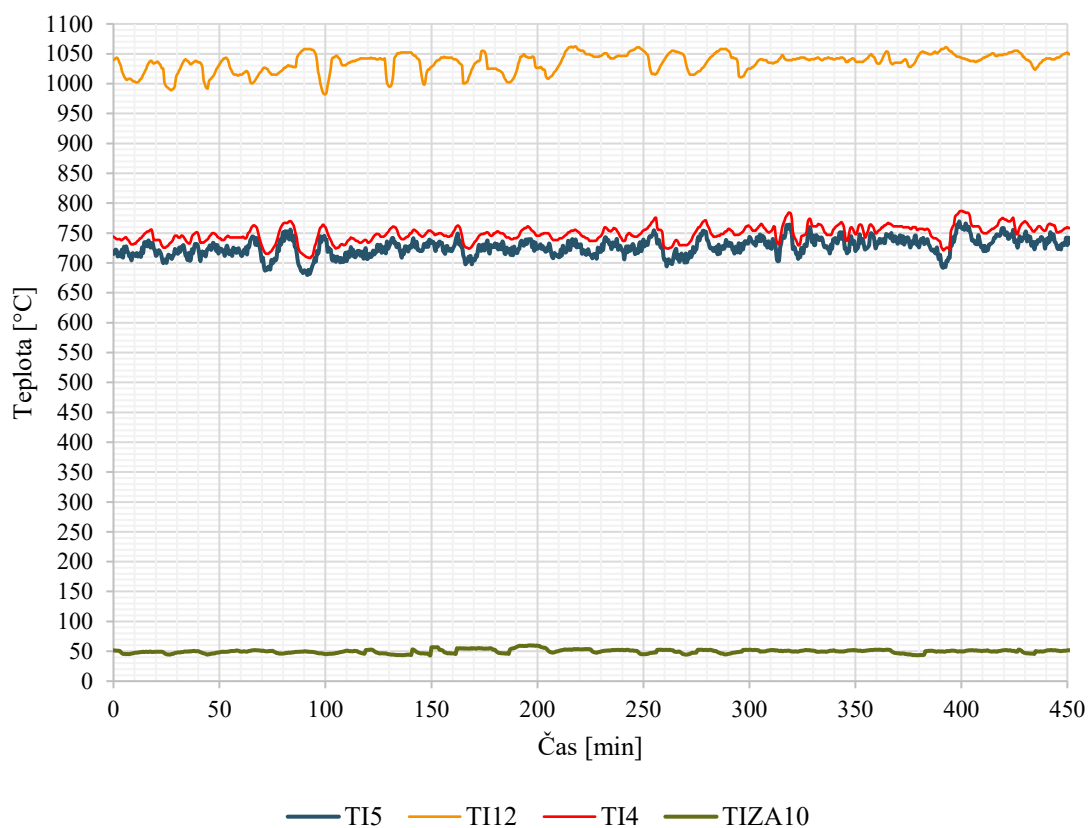
Tabulka 1 – Výhody a nevýhody zařízení pro výrobu energie [15,48].....	33
Tabulka 2 – Přehled společností nabízejících provozně osvědčenou technologii pro zařízení pro EVO na bázi zplyňování [16, 42, 45, 46, 56, 70, 71, 72, 73, 74, 75]	42
Tabulka 3 – Charakteristika laboratorního zařízení použitého v článku [78]	46
Tabulka 4 – Deklarované chemické a fyzikální vlastnosti TAP PALOZO II dle výrobce [85,83]	54
Tabulka 5 – Chemické a fyzikální vlastnosti TAP PALOZO II z rozboru vzorku paliva provedeného v laboratořích VEC	54
Tabulka 6 – Záznam měření podávací schopnosti dopravníku paliva.....	58

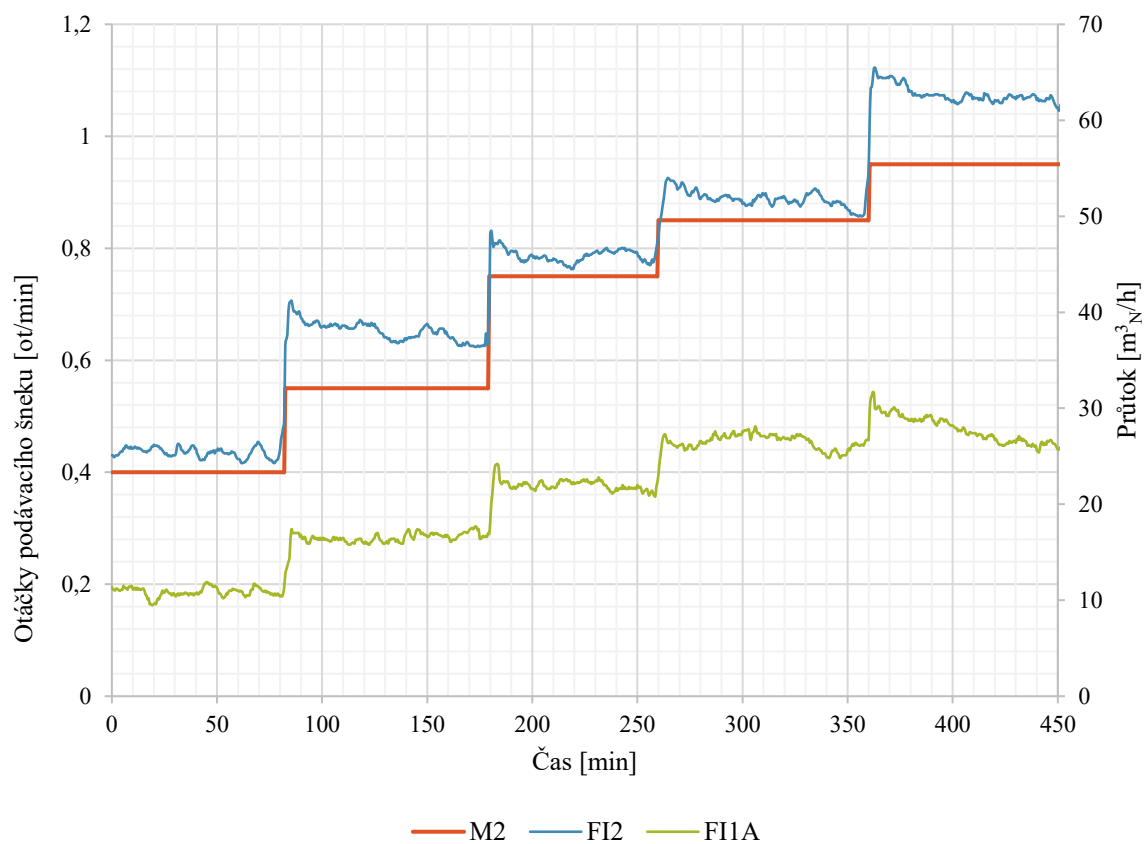
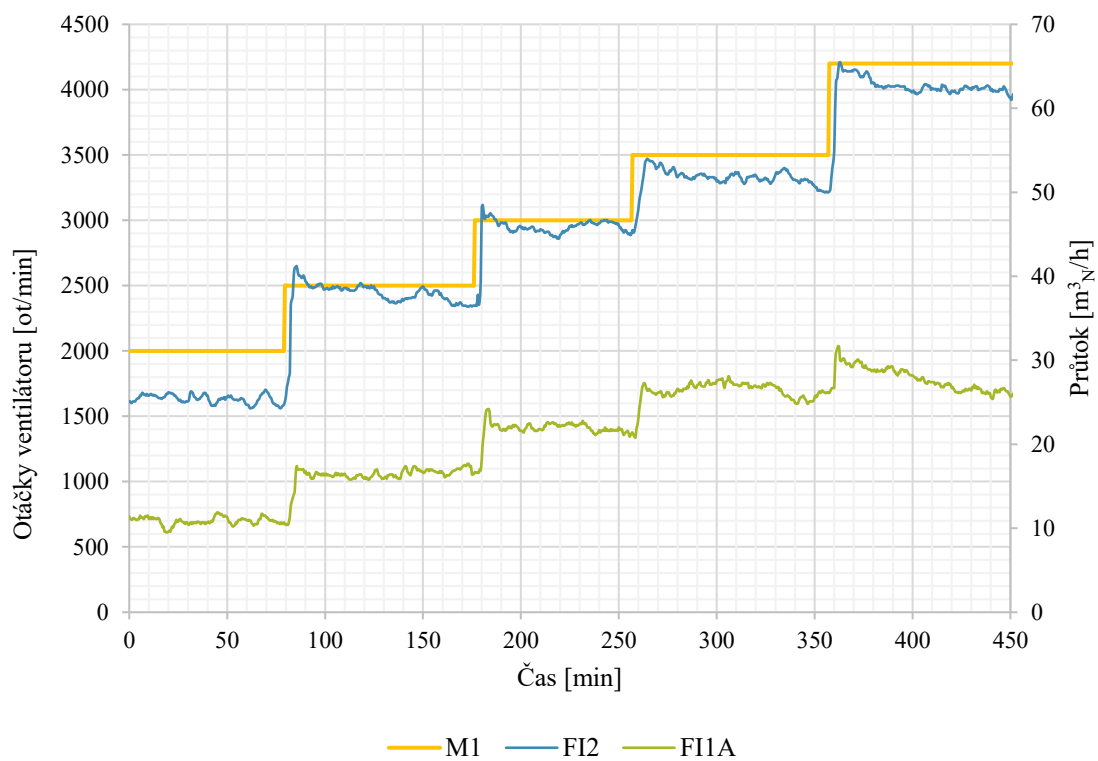
Tabulka 7 – Vypočtené příkony v palivu pro jednotlivá měření podávací schopnosti dopravníku paliva	59
Tabulka 8 – Výsledky měření koncentrace TZL za generátorem	79
Tabulka 9 – Obsah dehtů v plynu při různých zplyňovacích teplotách v generátoru	83
Tabulka 10 – Výsledky analýz nedopalu v popelu.....	85
Tabulka 11 – Přehledová tabulka průměrného složení plynu produkovaného při různých teplotách v generátoru	86
Tabulka 12 – Srovnání ukazatele váženého průměru hodnot jednotlivých typů účinností vypočtených účinností při zplyňování TAP	109
Tabulka 13 – Srovnání účinnost výroby studeného plynu při zplyňování TAP od různých autorů	114

Příloha č. 1: Popis archivovaných parametrů systémem SCADA

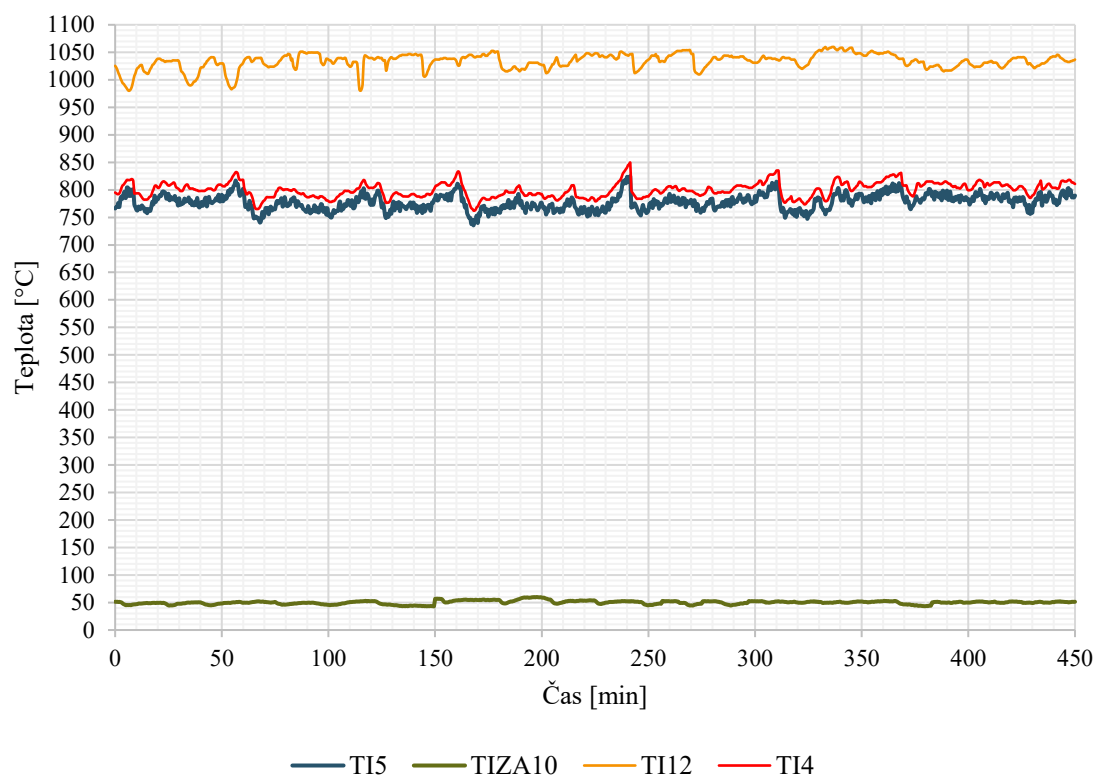
ZNAČKA	VÝZNAM	JEDNOTKA
TI4	Teplota v redukční zóně	°C
TI5	Teplota v horní části reaktora	°C
TIZA10	Teplota před ventilátorem	°C
TI12	Teplota ve spodní části dopalovací komory	°C
FI1A	Průtok nasávaného vzduchu	m ³ /h
FI2	Průtok vyrobeného plynu	m ³ /h
M1	Otáčky ventilátoru	ot/min
M2	Otáčky podávacího šneku	ot/min

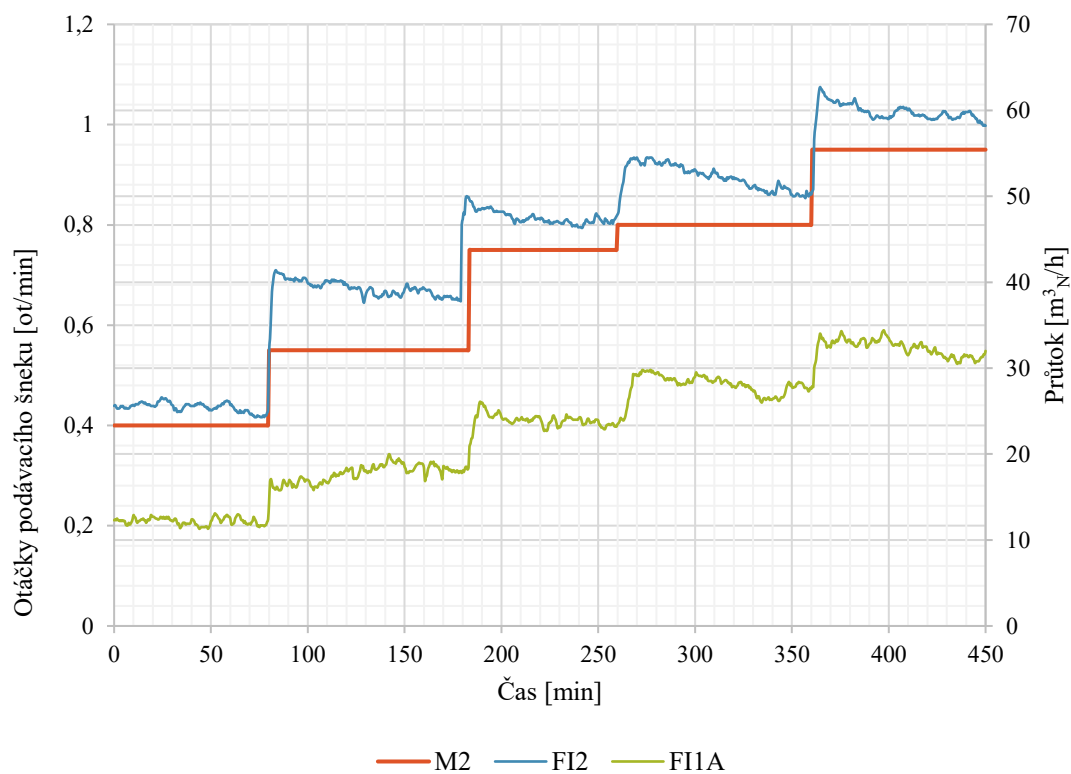
Příloha č. 2: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 750 °C



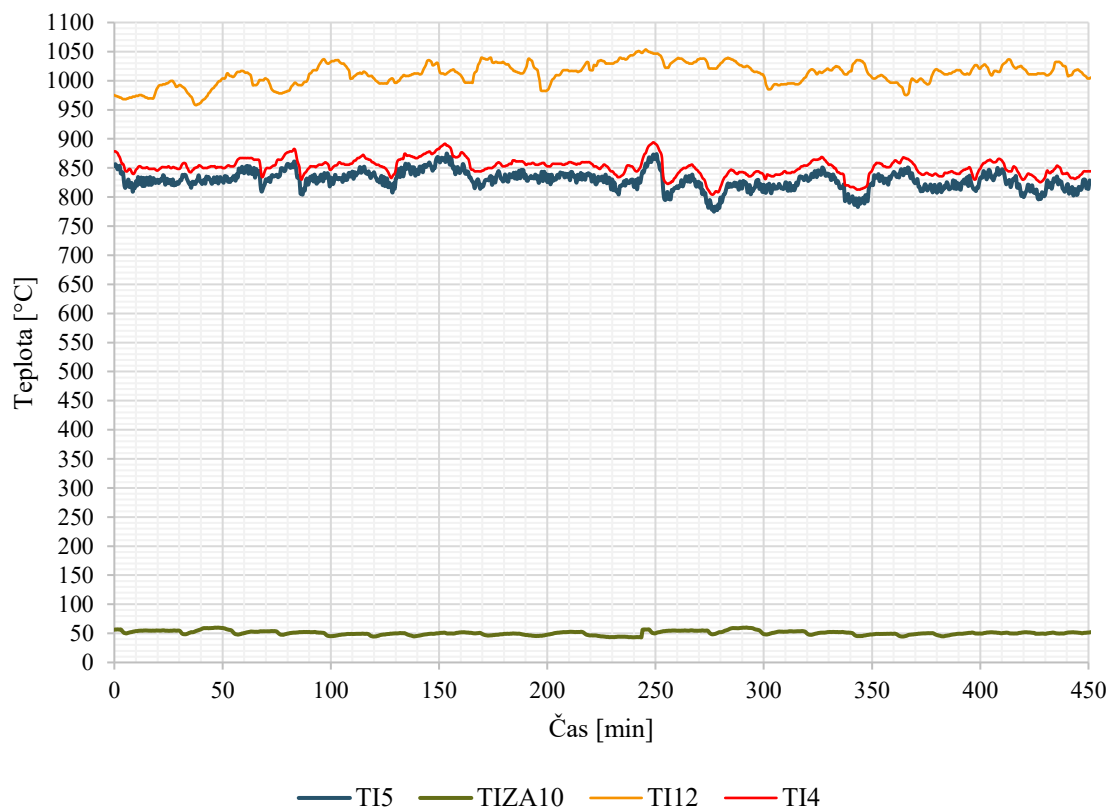


Příloha č. 3: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 800 °C



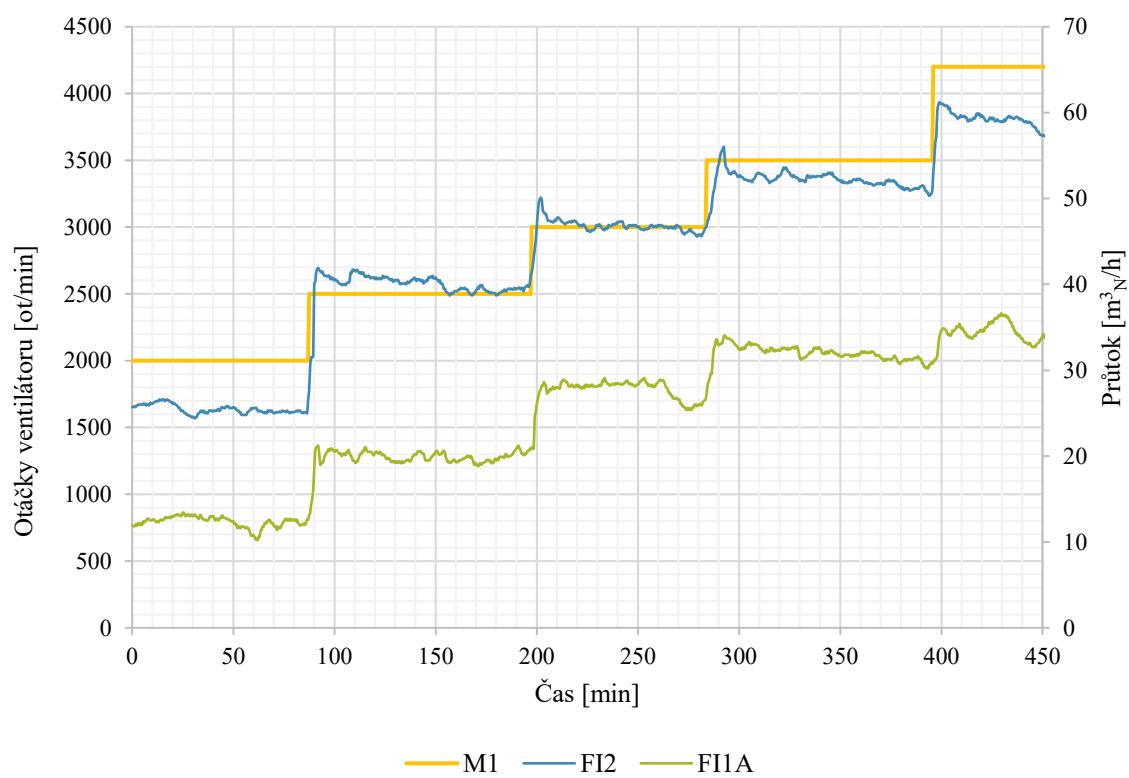
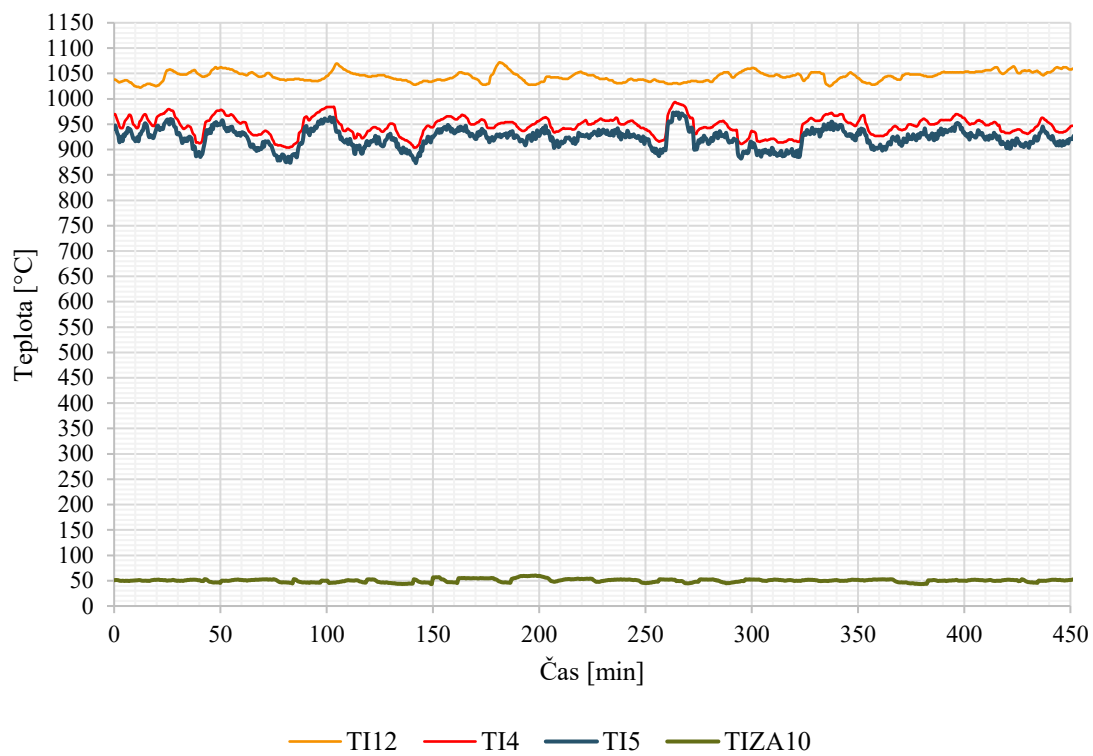


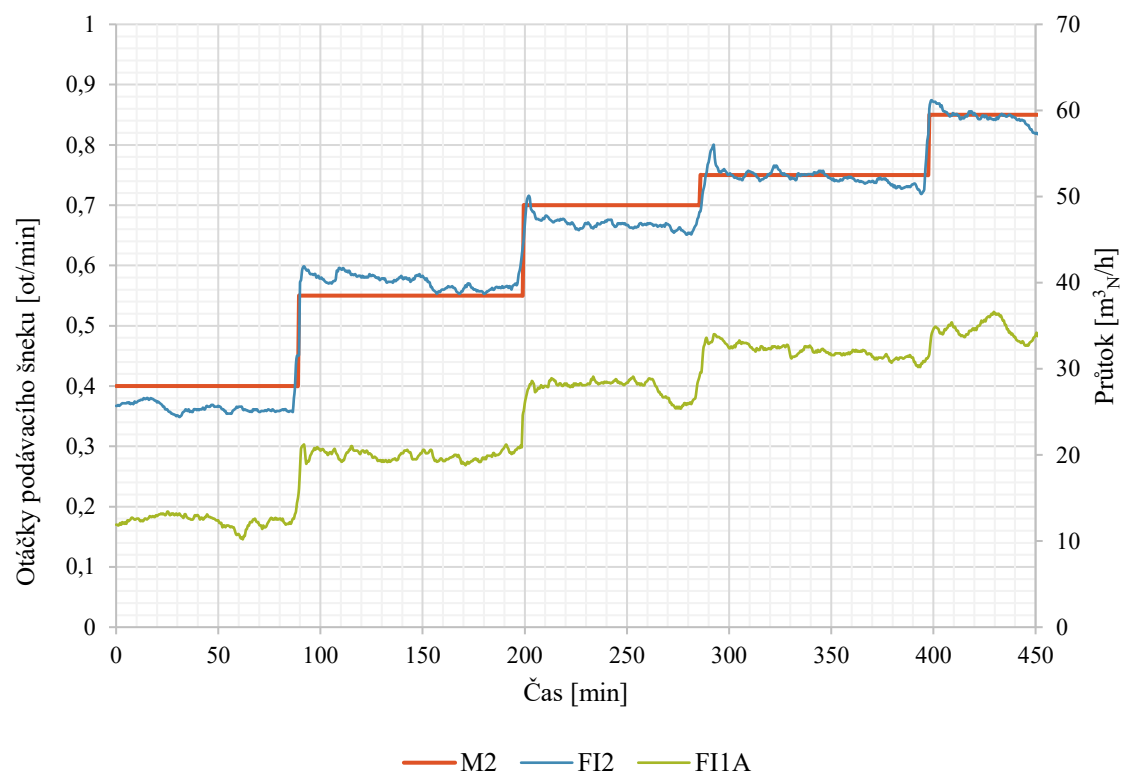
Příloha č. 4: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 850 °C





Příloha č. 5: Průběh archivovaných parametrů systémem SCADA pro zplyňovací teplotu 950 °C





Příloha č. 6: Tabulka naměřených a vypočtených dat

Teplota zplyňování	Průtok vyrobeného plynu	Průtok nasávaného vzduchu	Teplota ve spodní části dopalovací komory	Teplota zplyňování (teplota v redukční zóně)	Otáčky ventilátoru	Otáčky podávacího šneku	Teplota v horní části reaktoru	Teplota před ventilátorem	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Koncentrace složky ve vyrobeném plynu
	FI2	FI1A	TI12	TI4	M1	M2	TI5	TIZA10	CO	CO2	CH4	H2	O2	CnHm
[°C]	[m³/hod]	[m³/hod]	[°C]	[°C]	[ot/min]	[ot/min]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
950	25,5	12,4	1044,3	947,8	2000,0	0,40	923,7	50,3	12,1	10,1	5,5	3,4	2,2	0,0
950	40,1	19,9	1044,3	946,8	2500,0	0,55	923,3	50,0	11,9	10,0	5,7	3,3	2,0	0,0
950	46,8	28,2	1037,7	953,2	3000,0	0,70	929,8	50,4	11,8	10,0	5,6	3,1	2,1	0,0
950	52,2	32,0	1042,7	943,5	3500,0	0,75	919,3	49,8	11,5	9,9	5,6	3,1	2,1	0,0
950	59,2	34,6	1055,8	942,9	4200,0	0,85	918,5	50,1	11,4	9,8	5,7	3,1	1,9	0,0
850	24,8	13,0	987,3	853,4	2000,0	0,4	831,2	54,2	13,0	10,2	6,0	5,1	1,8	0,0
850	39,4	18,8	1015,3	862,7	2500,0	0,5	840,4	48,6	12,3	10,8	6,0	5,1	1,9	0,0
850	48,0	24,3	1027,3	854,4	3000,0	0,7	831,9	49,0	13,1	10,1	5,9	5,2	1,9	0,0
850	52,5	27,2	1011,6	842,8	3500,0	0,8	820,5	51,9	12,9	10,3	5,9	5,1	1,9	0,0
850	59,5	32,9	1017,7	844,2	4200,0	0,8	821,8	49,8	12,6	10,2	6,0	5,1	1,7	0,0
800	25,5	12,2	1019,5	800,6	2000,0	0,4	778,3	48,8	15,1	8,7	6,0	5,1	2,2	0,0
800	39,2	18,0	1035,6	795,0	2500,0	0,5	772,9	49,2	15,0	8,9	5,9	5,1	2,3	0,0
800	47,2	23,8	1036,3	794,8	3000,0	0,8	771,9	51,2	15,3	8,9	5,9	5,1	2,2	0,0
800	52,1	28,0	1042,5	801,1	3500,0	0,8	778,3	50,3	15,7	9,0	6,0	5,2	2,3	0,0
800	59,6	32,3	1029,5	807,1	4200,0	1,0	785,0	50,0	15,4	9,2	5,9	5,1	2,2	0,0
750	25,4	10,9	1019,9	740,1	2000,0	0,4	718,0	48,7	16,5	6,8	5,7	4,3	1,7	0,0
750	37,8	16,5	1035,6	743,2	2500,0	0,5	721,0	49,4	16,2	6,9	6,0	4,4	1,7	0,0
750	45,8	22,0	1044,1	747,3	3000,0	0,8	724,5	52,4	16,0	7,3	6,3	4,4	1,8	0,0
750	51,8	26,7	1039,2	755,3	3500,0	0,8	732,9	50,3	16,4	6,9	6,4	4,6	1,7	0,0
750	62,5	27,5	1044,9	759,1	4200,0	1,0	736,2	49,5	16,5	6,9	6,1	4,6	1,8	0,0

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Koncentrace složky ve vyrobeném plynu	Výhřevnost složky plynu	Výhřevnost složky plynu	Výhřevnost složky plynu	Výhřevnost složky plynu	Výhřevnost vyrobeného plynu	Výhřevnost vyrobeného plynu	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace	Vlhký plyn – koncentrace
N2	CO	CH4	CNHM	H2	Q _i	Q _i	CO	CO2	CH4	H2	O2	CnHm	N2	H2O
[%]	[cal/m ³]	[cal/m ³]	[cal/m ³]	[cal/m ³]	[cal/m ³]	[MJ/m ³]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]	[%]
66,6	3018	8578	15371	2576	928,57	3,88	11,67	9,70	5,33	3,24	2,13	0,00	64,06	3,87
67,0	3018	8578	15371	2576	930,44	3,89	11,45	9,66	5,45	3,15	1,97	0,00	64,45	3,87
67,3	3018	8578	15371	2576	916,70	3,83	11,32	9,65	5,40	2,97	2,06	0,00	64,73	3,87
67,8	3018	8578	15371	2576	906,14	3,79	11,06	9,47	5,36	3,00	2,01	0,00	65,22	3,87
68,1	3018	8578	15371	2576	910,64	3,81	10,92	9,42	5,46	3,01	1,86	0,00	65,45	3,87
64,0	3018	8578	15371	2576	1037,08	4,33	12,51	9,81	5,75	4,89	1,69	0,00	61,48	8,70
64,0	3018	8578	15371	2576	1014,41	4,24	11,80	10,41	5,76	4,87	1,81	0,00	61,48	8,70
63,7	3018	8578	15371	2576	1038,91	4,34	12,62	9,73	5,71	4,96	1,83	0,00	61,27	8,70
63,8	3018	8578	15371	2576	1032,30	4,31	12,42	9,91	5,71	4,95	1,79	0,00	61,35	8,70
64,5	3018	8578	15371	2576	1024,93	4,28	12,13	9,77	5,76	4,86	1,64	0,00	61,97	8,70
63,0	3018	8578	15371	2576	1097,66	4,59	14,50	8,38	5,72	4,91	2,08	0,00	60,53	3,55
62,7	3018	8578	15371	2576	1096,14	4,58	14,46	8,58	5,71	4,95	2,16	0,00	60,27	3,55
62,6	3018	8578	15371	2576	1097,00	4,59	14,74	8,53	5,63	4,93	2,14	0,00	60,17	3,55
61,8	3018	8578	15371	2576	1121,46	4,69	15,09	8,64	5,75	5,04	2,22	0,00	59,40	3,55
62,3	3018	8578	15371	2576	1100,50	4,60	14,78	8,81	5,67	4,88	2,10	0,00	59,90	3,55
65,0	3018	8578	15371	2576	1099,15	4,59	15,82	6,51	5,50	4,16	1,63	0,00	62,51	6,31
64,8	3018	8578	15371	2576	1119,62	4,68	15,53	6,64	5,81	4,23	1,62	0,00	62,30	6,31
64,1	3018	8578	15371	2576	1141,88	4,77	15,40	7,02	6,10	4,25	1,70	0,00	61,66	6,31
64,0	3018	8578	15371	2576	1161,75	4,86	15,73	6,66	6,17	4,39	1,67	0,00	61,52	6,31
64,1	3018	8578	15371	2576	1142,44	4,78	15,85	6,66	5,90	4,41	1,69	0,00	61,61	6,31

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Normální podmínky	Normální podmínky	Reálné podmínky	Reálné podmínky	Reálné podmínky	Přepočtený vyrobený plyn na normální podmínky	Průtok paliva	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Objem složky ve vyrobeném vlhkém plynu, normální podm	Koncentrace uhlíku v palivu
T _n	p _n	p _i	V _i	T _i	V _n	m _{pal}	V _{CO}	V _{CO2}	V _{CH4}	V _{C2H4}	m _{CO}	m _{CO2}	m _{CH4}	m _{C2H4}	w _c
[K]	[Pa]	[Pa]	[m³/hod]	[K]	[m³ _N /hod]	[kg/hod]	[m³ _N /hod]	[m³ _N /hod]	[m³ _N /hod]	[m³ _N /hod]	[kg/hod]	[kg/hod]	[kg/hod]	[kg/hod]	[-]
273,15	101325	100210,03	25,5	323,4	21,26776	7,3445	2,482477	2,062273	1,132949	0	3,103096	4,050893	0,80925	0	0,5608
273,15	101325	100214,55	40,1	323,1	33,49793	10,7753	3,836646	3,235938	1,826461	0	4,795808	6,356306	1,304615	0	0,5608
273,15	101325	100215,76	46,8	323,6	39,05095	14,2061	4,420261	3,768809	2,108175	0	5,525326	7,403017	1,505839	0	0,5608
273,15	101325	100181,29	52,2	323,0	43,61633	15,3497	4,82257	4,132638	2,339241	0	6,028212	8,117681	1,670887	0	0,5608
273,15	101325	100201,54	59,2	323,3	49,44054	17,6369	5,401234	4,658053	2,698241	0	6,751543	9,149748	1,927315	0	0,5608
273,15	101325	100230,3	24,8	327,3	20,48961	7,3445	2,563997	2,00905	1,178598	0	3,204997	3,946348	0,841856	0	0,5608
273,15	101325	100214,81	39,4	321,8	33,09997	10,7753	3,905856	3,446894	1,904916	0	4,88232	6,770685	1,360654	0	0,5608
273,15	101325	100215,55	48,0	322,1	40,22847	13,0625	5,077013	3,91483	2,298637	0	6,346266	7,689844	1,641884	0	0,5608
273,15	101325	100191,21	52,5	325,0	43,65681	15,3497	5,422178	4,327532	2,49438	0	6,777723	8,500508	1,7817	0	0,5608
273,15	101325	100217,91	59,5	323,0	49,73218	17,6369	6,031853	4,859068	2,86396	0	7,539816	9,544598	2,045685	0	0,5608
273,15	101325	100206,46	25,5	321,9	21,41089	7,3445	3,103768	1,793609	1,225745	0	3,87971	3,523161	0,875532	0	0,5608
273,15	101325	100192,1	39,2	322,3	32,83981	10,7753	4,747595	2,817379	1,875714	0	5,934494	5,534138	1,339796	0	0,5608
273,15	101325	100201,19	47,2	324,4	39,27336	15,3497	5,787798	3,34897	2,210546	0	7,234747	6,578334	1,578961	0	0,5608
273,15	101325	100187,41	52,1	323,4	43,48828	16,4933	6,560908	3,757299	2,4995	0	8,201136	7,380409	1,785357	0	0,5608
273,15	101325	100211,47	59,6	323,2	49,84125	19,9241	7,367307	4,389295	2,82372	0	9,209133	8,62183	2,016943	0	0,5608
273,15	101325	100190,61	25,4	321,9	21,32371	7,3445	3,374048	1,387532	1,1732	0	4,21756	2,72551	0,838	0	0,5608
273,15	101325	100209,83	37,8	322,5	31,64267	10,7753	4,913675	2,10123	1,839594	0	6,142093	4,127417	1,313996	0	0,5608
273,15	101325	100225	45,8	325,6	38,01576	15,3497	5,854081	2,667773	2,319646	0	7,317601	5,240268	1,65689	0	0,5608
273,15	101325	100213,11	51,8	323,5	43,28324	17,6369	6,806979	2,881571	2,669923	0	8,508724	5,660229	1,907088	0	0,5608
273,15	101325	100208,45	62,5	322,7	52,29885	19,9241	8,291447	3,484105	3,086538	0	10,36431	6,843778	2,20467	0	0,5608

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Celková účinnost konverze uhlíku	Celková účinnost konverze uhlíku	Celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů	Celková účinnost přeměny uhlíku do hořlavých plynů	Přepočtený vyrobený plyn na normální podmínky (vlhký)	Výhřevnost suchého plynu	Výhřevnost vyrobeného plynu vlhkého	Koncentrace dusíku	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota složky	Hustota plynu
eta C	eta C	eta C-H	eta C-H	V _{plyn}	Q _i ^d _{plyn}	Q _i ^r _{plyn}	N2	RóCO	RóCO2	RóCH4	RóCnHm	RóH2	RóO2	RóN2	RóH2O	Róplyn
[-]	[%]	[-]	[%]	[m ³ /hod]	[kJ/m ³ _N]	[kJ/m ³ _N]	[%]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]	[kg/m ³ _N]
0,695911	70	0,44314	44	21,26776	3881,421	3731,193	64,06	0,15	0,19	0,04	0,00	0,00	0,02	0,80	0,02	1,22
0,743459	74	0,473117	47	33,49793	3889,222	3738,692	64,45	0,14	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,81	0,02	1,22
0,652513	65	0,413692	41	39,05095	3831,812	3683,503	64,73	0,14	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,81	0,02	1,22
0,662382	66	0,420016	42	43,61633	3787,671	3641,072	65,22	0,14	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,82	0,02	1,22
0,65116	65	0,413407	41	49,44054	3806,491	3659,163	65,45	0,14	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,82	0,02	1,22
0,704974	70	0,458727	46	20,48961	4334,993	3957,651	61,48	0,16	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,05	1,23
0,77342	77	0,485454	49	33,09997	4240,24	3871,145	61,48	0,15	0,21	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,05	1,23
0,778089	78	0,508297	51	40,22847	4342,637	3964,629	61,27	0,16	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,05	1,23
0,718075	72	0,46428	46	43,65681	4314,999	3939,397	61,35	0,16	0,20	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,05	1,23
0,702066	70	0,454053	45	49,73218	4284,199	3911,278	61,97	0,15	0,19	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,05	1,23
0,750506	75	0,530665	53	21,41089	4588,212	4425,319	60,53	0,18	0,17	0,04	0,00	0,00	0,01	0,76	0,02	1,19
0,78871	79	0,553336	55	32,83981	4581,853	4419,186	60,27	0,18	0,17	0,04	0,00	0,00	0,02	0,75	0,02	1,19
0,665482	67	0,469076	47	39,27336	4585,478	4422,682	60,17	0,18	0,17	0,04	0,00	0,00	0,02	0,75	0,02	1,19
0,699594	70	0,49452	49	43,48828	4687,717	4521,291	59,40	0,19	0,17	0,04	0,00	0,00	0,02	0,74	0,02	1,19
0,658767	66	0,46045	46	49,84125	4600,082	4436,767	59,90	0,18	0,17	0,04	0,00	0,00	0,01	0,75	0,02	1,19
0,727421	73	0,557352	56	21,32371	4594,427	4304,711	62,51	0,20	0,13	0,04	0,00	0,00	0,01	0,78	0,04	1,20
0,739738	74	0,564193	56	31,64267	4680,027	4384,913	62,30	0,19	0,13	0,04	0,00	0,00	0,01	0,78	0,04	1,20
0,635818	64	0,479362	48	38,01576	4773,073	4472,092	61,66	0,19	0,14	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,04	1,20
0,630792	63	0,483713	48	43,28324	4856,114	4549,897	61,52	0,20	0,13	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,04	1,20
0,671498	67	0,514079	51	52,29885	4775,412	4474,283	61,61	0,20	0,13	0,04	0,00	0,00	0,01	0,77	0,04	1,20

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity složky	Měrná tepelná kapacity plynu	Teplota vyrobeného plynu	Teplota vstupujícího paliva	Výhřevnost paliva	Účinnost výroby horkého plynu	Účinnost výroby horkého plynu	Účinnost výroby studeného plynu	Účinnost výroby studeného plynu
c _p CO	c _p CO ₂	c _p CH ₄	c _p CnHm	c _p H ₂	c _p O ₂	c _p N ₂	c _p H ₂ O	c _p	T _{plyn}	T _{pal}	Q _{ipal}	eta HE	eta HE	eta CE	eta CE
[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[kJ/(kg·K)]	[K]	[K]	[kJ/kg]	[-]	[%]	[-]	[%]
0,12	0,08	0,12	0,00	0,45	0,02	0,67	0,07	1,53	1196,9	303,15	24200	0,659519	66	0,455889	46
0,12	0,08	0,12	0,00	0,44	0,02	0,67	0,07	1,52	1196,5	303,15	24200	0,707647	71	0,490411	49
0,12	0,08	0,12	0,00	0,42	0,02	0,67	0,07	1,50	1202,9	303,15	24200	0,617997	62	0,427238	43
0,12	0,08	0,12	0,00	0,42	0,02	0,68	0,07	1,50	1192,4	303,15	24200	0,631766	63	0,436546	44
0,11	0,08	0,12	0,00	0,42	0,02	0,68	0,07	1,50	1191,7	303,15	24200	0,625524	63	0,432807	43
0,13	0,08	0,12	0,00	0,69	0,02	0,64	0,16	1,84	1104,3	303,15	24200	0,679381	68	0,465865	47
0,12	0,09	0,12	0,00	0,68	0,02	0,64	0,16	1,84	1113,5	303,15	24200	0,739803	74	0,501752	50
0,13	0,08	0,12	0,00	0,70	0,02	0,64	0,16	1,85	1105,0	303,15	24200	0,751841	75	0,515183	52
0,13	0,08	0,12	0,00	0,69	0,02	0,64	0,16	1,85	1093,6	303,15	24200	0,688298	69	0,472752	47
0,13	0,08	0,12	0,00	0,68	0,01	0,64	0,16	1,84	1094,9	303,15	24200	0,678341	68	0,465356	47
0,15	0,07	0,12	0,00	0,69	0,02	0,63	0,07	1,75	1051,5	303,15	24200	0,73532	74	0,544338	54
0,15	0,07	0,12	0,00	0,70	0,02	0,63	0,07	1,75	1046,0	303,15	24200	0,767027	77	0,568284	57
0,15	0,07	0,12	0,00	0,69	0,02	0,63	0,07	1,75	1045,1	303,15	24200	0,643834	64	0,477458	48
0,16	0,07	0,12	0,00	0,71	0,02	0,62	0,07	1,77	1051,4	303,15	24200	0,677196	68	0,503013	50
0,15	0,07	0,12	0,00	0,69	0,02	0,62	0,07	1,74	1058,1	303,15	24200	0,633635	63	0,468305	47
0,16	0,05	0,12	0,00	0,58	0,01	0,65	0,12	1,70	991,2	303,15	24200	0,70002	70	0,527347	53
0,16	0,06	0,13	0,00	0,59	0,01	0,65	0,12	1,72	994,1	303,15	24200	0,719785	72	0,543321	54
0,16	0,06	0,13	0,00	0,60	0,02	0,64	0,12	1,72	997,7	303,15	24200	0,617445	62	0,467333	47
0,16	0,06	0,13	0,00	0,62	0,02	0,64	0,12	1,74	1006,0	303,15	24200	0,622802	62	0,471141	47
0,17	0,06	0,13	0,00	0,62	0,02	0,64	0,12	1,74	1009,4	303,15	24200	0,65863	66	0,495551	50

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Průtok paliva	Výhřevnost paliva Q_i	Energie přivedená v palivu	Energie přivedená v palivu	Energie přivedená v palivu	Normální podmínky	Normální podmínky	Tlak nasávaného vzduchu	Průtok nasávaného vzduchu	Teplota nasávaného vzduchu	Průtok nasávaného vzduchu	Měrná tepelná kapacita zplyňovacího vzduchu	Teplota zplyňovacího	Teplota okolního vzduchu	Energie přivedená do procesu ohřátým vzduchem	Spotřeba elektrická energie	Spotřeba elektrická energie
m_{pal}	$Q_{i\,pal}$	Q_{pal}	Q_{pal}	Q_{pal}	T_n	p_n	p_1	V_1	T_1	V_{vz}	c_p	t_{vz}	t_{ref}	Q_{vz}	Q_e	Q_{ee}
[kg/ hod]	[MJ/kg]	[MJ/hod]	[GJ/hod]	[kW/hod]	[K]	[Pa]	[Pa]	[m ³ /hod]	[K]	[m ³ /hod]	[MJ/(m _N ³ ·K)]	[°C]	[°C]	[MJ/hod]	[kW]	[MJ/hod]
7,3445	24,2	174,06465	0,17406465	48,3512917	273,15	101325	100640	12,4	295,2	11,35851304	0,0011	20	20	0	1,5	5,4
10,7753	24,2	255,37461	0,25537461	70,9373917	273,15	101325	100640	19,9	295,2	18,32465125	0,0011	20	20	0	1,6	5,76
14,2061	24,2	336,68457	0,33668457	93,5234917	273,15	101325	100640	28,2	295,2	25,89532128	0,0011	20	20	0	1,7	6,12
15,3497	24,2	363,78789	0,36378789	101,052192	273,15	101325	100640	32,0	295,2	29,38208881	0,0011	20	20	0	1,8	6,48
17,6369	24,2	417,99453	0,41799453	116,109592	273,15	101325	100640	34,6	295,2	31,81130595	0,0011	20	20	0	1,9	6,84
7,3445	24,2	174,06465	0,17406465	48,3512917	273,15	101325	100640	13,0	295,2	11,98193	0,0011	20	20	0	1,5	5,4
10,7753	24,2	255,37461	0,25537461	70,9373917	273,15	101325	100640	18,8	295,2	17,24124348	0,0011	20	20	0	1,6	5,76
13,0625	24,2	309,58125	0,30958125	85,9947917	273,15	101325	100640	24,3	295,2	22,33017027	0,0011	20	20	0	1,7	6,12
15,3497	24,2	363,78789	0,36378789	101,052192	273,15	101325	100640	27,2	295,2	24,98336113	0,0011	20	20	0	1,8	6,48
17,6369	24,2	417,99453	0,41799453	116,109592	273,15	101325	100640	32,9	295,2	30,28382777	0,0011	20	20	0	1,9	6,84
7,3445	24,2	174,06465	0,17406465	48,3512917	273,15	101325	100640	12,2	295,2	11,22952105	0,0011	20	20	0	1,5	5,4
10,7753	24,2	255,37461	0,25537461	70,9373917	273,15	101325	100640	18,0	295,2	16,52434281	0,0011	20	20	0	1,6	5,76
15,3497	24,2	363,78789	0,36378789	101,052192	273,15	101325	100640	23,8	295,2	21,89984304	0,0011	20	20	0	1,7	6,12
16,4933	24,2	390,89121	0,39089121	108,580892	273,15	101325	100640	28,0	295,2	25,72796448	0,0011	20	20	0	1,8	6,48
19,9241	24,2	472,20117	0,47220117	131,166992	273,15	101325	100640	32,3	295,2	29,73041089	0,0011	20	20	0	1,9	6,84
7,3445	24,2	174,06465	0,17406465	48,3512917	273,15	101325	100640	10,9	295,2	9,992403643	0,0011	20	20	0	1,5	5,4
10,7753	24,2	255,37461	0,25537461	70,9373917	273,15	101325	100640	16,5	295,2	15,20809017	0,0011	20	20	0	1,6	5,76
15,3497	24,2	363,78789	0,36378789	101,052192	273,15	101325	100640	22,0	295,2	20,23079369	0,0011	20	20	0	1,7	6,12
17,6369	24,2	417,99453	0,41799453	116,109592	273,15	101325	100640	26,7	295,2	24,51963578	0,0011	20	20	0	1,8	6,48
19,9241	24,2	472,20117	0,47220117	131,166992	273,15	101325	100640	27,5	295,2	25,30723784	0,0011	20	20	0	1,9	6,84

Pokračování tabulky naměřených a vypočtených dat

Množství vyrobeného plynu, normální podmínky, vlhký	Výhřevnost plynu vlhkého plynu	Chemická energie obsažená v plynu	Měrná tepelná kapacita vyrobeného plynu	Teplota vyrobeného	Teplota referenční	Energie citelného tepla plynu	Plošný obsah povrchu	Součinitel přestupu tepla	Průměrná teplota povrchu	Teplota okolního prostředí	Sálání do okolí	Průtok popela	Hodnota nedopalu v	Výhřevnost uhlíku	Energie obsažená v nedopalu	Energie vstupující	Energie vystupující	Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií	Rozdíl mezi vstupující a vystupující energií vztahovaný ke vstupující
V_{plyn}	$Q_{\text{t}}^{\text{r}}_{\text{plyn}}$	Q_{pl}	c_p	t_{pl}	t_{ref}	Q_{ct}	F_x	α	t_m	t_L	Q_{sal}	m_{pop}	C_{pop}	Q_{ic}	Q_{ned}	$Q_{\text{vstupující}}$	$Q_{\text{vystupující}}$	ΔQ	δ
[m ³ /hod]	[MJ/m ³]	[MJ/hod]	[kJ/(kg·K)]	[°C]	[°C]	[MJ/hod]	[m ²]	[W/(m ² ·K)]	[°C]	[°C]	[MJ/hod]	[kg/hod]	[-]	[MJ/kg]	[MJ/hod]	[MJ/hod]	[MJ/hod]	[MJ/hod]	[-]
21,27	3,73	79,35	0,0015	923,7	20	29,41	6,87	10,7	70	20	13,23	2,099	0,88	32,6	60,22	179,46	182,22	-2,75	-2%
33,50	3,74	125,24	0,0015	923,3	20	45,99	6,87	10,7	70	20	13,23	3,080	0,88	32,6	88,35	261,13	272,81	-11,68	-4%
39,05	3,68	143,84	0,0015	929,8	20	53,16	6,87	10,7	70	20	13,23	4,061	0,88	32,6	116,48	342,80	326,72	16,08	5%
43,62	3,64	158,81	0,0015	919,3	20	58,85	6,87	10,7	70	20	13,23	4,388	0,88	32,6	125,86	370,27	356,75	13,51	4%
49,44	3,66	180,91	0,0015	918,5	20	66,77	6,87	10,7	70	20	13,23	5,042	0,88	32,6	144,61	424,83	405,52	19,31	5%
20,49	3,96	81,09	0,0018	831,2	20	30,58	6,87	10,7	70	20	13,23	2,099	0,80	32,6	54,66	179,46	179,56	-0,09	0%
33,10	3,87	128,13	0,0018	840,4	20	49,85	6,87	10,7	70	20	13,23	3,080	0,80	32,6	80,19	261,13	271,40	-10,27	-4%
40,23	3,96	159,49	0,0018	831,9	20	60,37	6,87	10,7	70	20	13,23	3,734	0,80	32,6	97,21	315,70	330,30	-14,60	-5%
43,66	3,94	171,98	0,0018	820,5	20	64,53	6,87	10,7	70	20	13,23	4,388	0,80	32,6	114,24	370,27	363,98	6,29	2%
49,73	3,91	194,52	0,0018	821,8	20	73,24	6,87	10,7	70	20	13,23	5,042	0,80	32,6	131,26	424,83	412,24	12,59	3%
21,41	4,43	94,75	0,0017	778,3	20	28,41	6,87	10,7	70	20	13,23	2,099	0,82	32,6	56,05	179,46	192,44	-12,98	-7%
32,84	4,42	145,13	0,0018	772,9	20	43,35	6,87	10,7	70	20	13,23	3,080	0,82	32,6	82,23	261,13	283,94	-22,81	-9%
39,27	4,42	173,69	0,0018	771,9	20	51,68	6,87	10,7	70	20	13,23	4,388	0,82	32,6	117,15	369,91	355,75	14,16	4%
43,49	4,52	196,62	0,0018	778,3	20	58,20	6,87	10,7	70	20	13,23	4,715	0,82	32,6	125,87	397,37	393,93	3,44	1%
49,84	4,44	221,13	0,0017	785,0	20	66,50	6,87	10,7	70	20	13,23	5,696	0,82	32,6	152,06	479,04	452,92	26,12	5%
21,32	4,30	91,79	0,0017	718,0	20	25,37	6,87	10,7	70	20	13,23	2,099	0,81	32,6	55,44	179,46	185,83	-6,37	-4%
31,64	4,38	138,75	0,0017	721,0	20	38,09	6,87	10,7	70	20	13,23	3,080	0,81	32,6	81,34	261,13	271,40	-10,27	-4%
38,02	4,47	170,01	0,0017	724,5	20	46,13	6,87	10,7	70	20	13,23	4,388	0,81	32,6	115,87	369,91	345,24	24,67	7%
43,28	4,55	196,93	0,0017	732,9	20	53,74	6,87	10,7	70	20	13,23	5,042	0,81	32,6	133,13	424,47	397,03	27,44	6%
52,30	4,47	234,00	0,0017	736,2	20	65,21	6,87	10,7	70	20	13,23	5,696	0,81	32,6	150,40	479,04	462,84	16,20	3%